EGE ÜNİVERSİTESİ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

(YÜKSEK LİSANS TEZİ)

SOĞUTUCULAR İÇİN KAYNAMA ISI TRANSFERİ DENKLEMLERİNİN İRDELENMESİ

Oğuz Emrah TURGUT

Tez Danışmanı: Yrd. Doç. Dr. M. Turhan ÇOBAN

Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Bilim Dalı Kodu: 625.05.00 Sunuş Tarihi: 24.02.2011

> Bornova-İZMİR 2011

ii

Oğuz Emrah Turgut tarafından Yüksek lisans tezi olarak sunulan "**Soğutucular için kaynama ısı transferi denklemlerinin irdelenmesi**" başlıklı bu çalışma E.Ü. Lisansüstü Eğitim ve Öğretim Yönetmeliği ile E.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü Eğitim ve Öğretim Yönergesi'nin ilgili hükümleri uyarınca tarafımızdan değerlendirilerek savunmaya değer bulunmuş ve 24/02/2011 tarihinde yapılan tez savunma sınavında aday oybirliği/oyçokluğu ile başarılı bulunmuştur.

Jüri Üyeleri:

<u>İmza</u>

Jüri Başkanı : Yrd.Doç.Dr M.Turhan Çoban

Raportör Üye: Prof.Dr. Necdet Özbalta

Üye : Doç.Dr.Dilek Kumlutaş

ÖZET

SOĞUTUCULAR İÇİN KAYNAMA ISI TRANSFERİ DENKLEMLERİNİN İRDELENMESİ

TURGUT, Oğuz Emrah

Yüksek Lisans Tezi, Makine Mühendisliği Bölümü Tez Danışmanı: Yrd. Doç. Dr. M. Turhan Çoban Şubat 2011, 166 sayfa

Bu tezde; çift fazlı ısı transferi, basınç düşümü, kaynama altı ısı transferi, kritik ısı akısı ve sisli akış ısı transferi korelasyonları üzerine çalışmalar yapılmıştır. Deneysel verilere yaklaşık sonuçlar veren denklemler önerilmiştir.

Başlangıçta, dikey ve yatay borular için çift fazlı ısı transferi korelasyonları tanıtıldı. Daha sonra çift fazlı basınç düşümü korelasyonları gösterildi. Kritik ısı akısı korelasyonları karşılaştırıldı ve kaynama altı rejimdeki ısı transferi denklemleri değerlendirildi. Çalışmanın sonunda ise sisli akış ısı transferi korelasyonları ile kuruluğun başlama grafikleri sunuldu.

Bütün bu çalışmaların sonunda, korelasyonlar deneysel verilerle karşılaştırıldı ve kesinlikleri test edildi.

Anahtar Kelimeler: Çift faz, Shah korelasyonu, Lockart-Martinelli, Bowring, Kandlikar, Basınç düşümü

ABSTRACT

INVESTIGATION OF FLOW BOILING HEAT TRANSFER EQUATIONS FOR REFRIGERANTS

TURGUT, Oğuz Emrah

MSc in Mechanical Eng. Supervisor: Assistant Prof. Dr. M.Turhan Çoban February 2011, 166 pages

In this thesis; two phase heat transfer, pressure drop, subcooled heat transfer, critical heat flux and mist flow heat transfer correlations have been studied. Equations that best fit the experimental results are proposed as definite correlation.

At the beginning, Two phase heat transfer correlations in vertical and horizontal tubes were initiated. After that two phase pressure drop correlations were introduced. Critical heat flux correlations were compared and subcooled heat transfer in tubes were examined. At the end , mist flow heat transfer correlations and dryout inception graphs were

presented.

After all these quests, correlations were compared with experimantal results and thier accuracies were tested.

Keywords: Two phase, Shah correlation, Lockhart-Martinelli, Bowring, Kandlikar, Pressure drop

viii

TEŞEKKÜR

Bu çalışma süresince bana desteklerini hiçbir zaman esirgemeyen değerli hocam Yrd. Doç. Dr. M.Turhan Çoban'a, fikirlerini benden esirgemeyen ve her zaman benim yanımda olan aileme teşekkürü bir borç bilirim.

х

İÇİNDEKİLER

<u>Sayfa</u>

ÖZET v
ABSTRACT vii
TEŞEKKÜRix
ŞEKİLLER DİZİNİ xv
ÇİZELGELER DİZİNİxxxiii
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ xxxiv
1.GİRİŞ1
2. DÜZ BORULARDA KAYNAMALI ISI TRANSFERİ 4
2.1 Çift Fazlı Kaynamalı Isı Transferi 6
2.2 Dikey Borularda Kaynamalı Akış 8
2.2.1 Chen korelasyonu
2.2.2 Shah korelasyonu 12
2.2.3 Gungor – Winterton korelasyonu 14
2.2.4 Kandlikar korelasyonu
2.2.5 Chaddock ve Brunemann korelasyonu
2.2.6 Bennet ve Chen korelasyonu
2.2.7 Steiner ve Taborek korelasyonu

İÇİNDEKİLER(devam)

<u>Sayfa</u>

2.3 Yatay Borularda Kaynamalı Akış
2.3.1 Kattan – Thome – Favrat akış rejimi bazlı buharlaşma modeli
2.3.2 Kattan-Thome-Favrat modelinin soğutucu akışkanlara uyarlanması40
2.4 Soğutucu Akışkanlar İçin Oluşturulan Diğer Korelasyonlar
2.4.1 Liu ve Winterton korelasyonu
2.4.2 Wattelet korelasyonu
2.4.3 Bivens ve Yokozeki korelasyonu
3. ÇİFT FAZLI AKIŞTA BASINÇ DÜŞÜMÜ46
3.1 Boru İçi Akış İçin Homojen Model46
3.2 Boru İçi Akış İçin Ayrık Model50
3.2.1 Friedel korelasyonu
3.2.2 Lockhart ve Martinelli korelasyonu55
3.2.3 Grönnerud korelasyonu
3.2.4 Chisholm korelasyonu
3.2.5 Bankoff korelasyonu67
3.2.6 Chawla korelasyonu70
3.2.7 Müller – Steinhagen ve Heck korelasyonu
3.3 Zeotropik Karışımlar İçin Oluşturulan Korelasyonlar

İÇİNDEKİLER(devamı)

3.3.1 Martinelli ve Nelson korelasyonu
3.3.2 Jung ve Radermacher korelasyonu
3.3.3 Souza ve Pimenta korelasyonu
4. ÇİFT FAZLI AKIŞ REJİMLERİ 81
4.1 Dikey Borularda Akış Rejimleri 81
4.2 Yatay Borularda Akış Rejimleri 82
4.3 Kaynama Altı Akış Rejimi
4.3.1 Kaynama altı tutulan bölgede çekirdekli kaynama süreci
4.3.2 Kaynama altı tutulan bölgede ısı transferi
4.3.3 Kaynama altı tutulan bölgede tam gelişmiş kaynamanın başlangıcı 90
4.4 Sisli Akış (Kuruluk Sonrası Bölge) ve Kritik Isı Akısı
4.4.1 Kuruluk bölgesi ısı transferi mekanizmaları
4.4.2 Dikey borularda sisli akışta ısı transferi
4.4.2.1 Dougall ve Rohsenow metodu
4.4.2.2 Groeneveld metodu
4.4.3 Dikey borularda kritik ısı akısı (CHF) 101
4.5 Yatay Borularda Kuruluk Bölgesinde Meydana Gelen Isı Transferi 107
4.6 Yatay Borularda Buharlaşma Esnasında Oluşan Akış Rejimleri 112
5. SONUÇ VE TARTIŞMA 121

İÇİNDEKİLER(devamı)

<u>Sayfa</u>

6. ÖNERİLER	
KAYNAKLAR	
ÖZGEÇMİŞ	

EKLER

- Ek 1 Dikey Borularda Çift Fazlı Isı Transferi Kodları
- Ek 2 Yatay Borularda Çift Fazlı Isı Transferi Kodları
- Ek 3 Çift Fazlı Akışta Basınç Düşümü Kodları
- Ek 4 Çekirdekli Kaynama Sıcaklığının ve Isı Akısının Bulunması Kodları
- Ek 5 Kritik Isı Akısı Korelasyonları Kodları
- Ek 6 Yatay Borular İçin Kritik Isı Akısının Bulunması ve

Sisli Akış Isı Transferi Hesabı Kodları

ŞEKİLLER DİZİNİ

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
2.1	Dikey tüplerde ısı transferi rejimleri5
2.2	Buharlaşma haritası 6
2.3	Steiner – Taborek grafik modeli
2.4	Chen denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s] q=3410.83[kW/m ²]
Δ	Tsat=10 °C 10
2.5	Chen denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m ² s] q=648.56[kW/m ²]
Δ	Tsat=117°C 11
2.6	Chen denklemi R-134a 1 atm G=688.35 $[kg/m^2s]$ q=851.638 $[kW/m^2]$
Δ	Tsat=105°C 11
2.7	Shah denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s] q=3410.83[kW/m ²]
Δ٦	Гsat=10 °С 13
2.8	Shah denklemi R-290 1 atm G= 290.7[kg/m ² s] q=648.56[kW/m ²]
ΔΊ	Гsat=117°С 14
2.9	Shah denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s] q=851.638 [kW/m ²]
Δ	Tsat=105°C

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
2.10 Gungor-Winterton denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s]	
q=3410.83[kW/m ²] Δ Tsat=10 °C	15
2.11 Gungor-Winterton R–290 1 atm G= 290.7[kg/m ² s] q=648.56	
$[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C$	16
2.12 Gungor-Winterton denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s]	
q=851.638 [kW/m ²] ΔTsat=105°C	16
2.13 Kandlikar denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s] q=3410.83	
$[kW/m^2] \Delta Tsat=10 \ ^{\circ}C$	18
2.14 Kandlikar denklemi R-290 1 atm $G= 290.7[kg/m^2s]$	
$q=648.56[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C$	19
2.15 Kandlikar denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s]	
$q=851.638 \ [kW/m^2] \ \Delta Tsat=105^{\circ}C$	19
2.16 Chaddock-Brunemann denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s]	
$q=3410.83[kW/m^{2}] \Delta Tsat=10 \circ C$	20
2.17 Chaddock-Brunemann denklemi R–290 1 atm G= $290.7[kg/m^2s]$	
$q=648.56[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C$	21

<u>Şekil</u>	<u>S</u>	Sayfa
2.18	Chaddock-Brunemann denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s]	
q=851	1.638 [kW/m ²] Δ Tsat=105°C	21
2.19	Bernett ve Chen denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s]	
q=341	$10.83[kW/m^2] \Delta Tsat=10 \ ^{\circ}C$	23
2.20	Bernett ve Chen denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m ² s]	
q=648	$3.56[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C$	23
2.21	Bernett ve Chen denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s]	
q=851	1.638 [kW/m ²] Δ Tsat=105°C	24
2.22	Geliştirilmiş Chen denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s]	
q=341	$10.83[kW/m^2]$, $\Delta Tsat=10 \ ^{\circ}C$	24
2.23	Geliştirilmiş Chen denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m ² s]	
q=648	$3.56[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C$	25
2.24	Geliştirilmiş Chen denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s]	
q=851	1.638 [kW/m ²] Δ Tsat=105°C	25
2.25	Dikey tüpler için Steiner – Taborek modeli	27
2.26	Steiner ve Taborek denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m ² s]	
q=	=3410.83[kW/m ²] ΔTsat=10 °C	31

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
2.27	Steiner ve Taborek denklemi R-290 1 atm G= 290.7[kg/m ² s]
q=648	$3.56[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C32$
2.28	Steiner ve Taborek denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m ² s]
q=851	1.638 [kW/m ²] Δ Tsat=105°C
2.29	Collier ve Thome tarafından oluşturulan yatay borular için akış
rejiml	eri
2.30	Buhar ve sıvı bölgelerin boru içindeki kesit alanları, tabakalı ve
ku	ıru bölge açıları, sıvı film kalınlığı
2.31	$x > x_{max}$ iken kuruluk açısını(θ_{kuru}) bulma
2.32	R290 akışkanı için akış rejimi haritası
2.33	R290 akışkanı için akış rejimi bazlı ısı transferi katsayısı gösterimi 37
2.34	R134a için akış rejimi haritası
2.35	R134a için akış rejimi bazlı ısı transferi katsayısı gösterimi
2.36	R123 için akış rejimi haritası 39
2.37	R123 için akış rejimi bazlı ısı transferi katsayısı gösterimi
2.38	R404A için akış düzeni haritası40
2.39	R404A için ısı transferi katsayısının buhar kalitesine bağlı ifadesi41

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
2.40	R407C için akış düzeni haritası 41
2.41	R407C için ısı transferi katsayısının buhar kalitesine bağlı ifadesi 42
2.42	R404A soğutucu akışkanı için korelasyonların karşılaştırılması 44
2.43	R407C soğutucu akışkanı için korelasyonların karşılaştırılması 45
3.1	Su için yatay boruda homojen model 47
3.2	Su için dikey boruda homojen model 48
3.3	R290 için dikey boruda homojen model 48
3.4	R290 için yatay boruda homojen model 49
3.5	R134a için yatay boruda homojen model 49
3.6	R134a için dikey boruda homojen model 50
3.7	Friedel korelasyonu için yatay boruda su 52
3.8	Friedel korelasyonu için dikey boruda su 52
3.9	Friedel korelasyonu için yatay boruda R290 53
3.10	Friedel korelasyonu için dikey boruda R290 53
3.11	Friedel korelasyonu için yatay boruda R134a 54
3.12	Friedel korelasyonu için dikey boruda R134a 54

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
--------------	--------------

3.13	Lockhart ve Martinelli korelasyonu için yatay boruda su
3.14	Lockhart ve Martinelli korelasyonu için dikey boruda su
3.15	Lockhart ve Martinelli korelasyonu için yatay boruda R29057
3.16	Lockhart ve Martinelli korelasyonu için dikey boruda R29057
3.17	Lockhart ve Martinelli korelasyonu için yatay boruda R134a58
3.18	Lockhart ve Martinelli korelasyonu için dikey boruda R134a58
3.19	Grönnerud korelasyonu için yatay boruda su60
3.20	Grönnerud korelasyonu için dikey boruda su60
3.21	Grönnerud korelasyonu için yatay boruda R29061
3.22	Grönnerud korelasyonu için dikey boruda R290 61
3.23	Grönnerud korelasyonu için yatay boruda R134a62
3.24	Grönnerud korelasyonu için dikey boruda R134a62
3.25	Chisholm korelasyonu için yatay boruda su64
3.26	Chisholm korelasyonu için dikey boruda su 64
3.27	Chisholm korelasyonu için yatay boruda R29065
3.28	Chisholm korelasyonu için dikey boruda R29065

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
3.29	Chisholm korelasyonu için yatay boruda R134a 66
3.30	Chisholm korelasyonu için dikey boruda R134a66
3.31	Bankoff korelasyonu için yatay boruda su
3.32	Bankoff korelasyonu için dikey boruda su
3.33	Bankoff korelasyonu için yatay boruda R290 68
3.34	Bankoff korelasyonu için dikey boruda R290 69
3.35	Bankoff korelasyonu için yatay boruda R134a 69
3.36	Bankoff korelasyonu için yatay boruda R134a70
3.37	Chawla korelasyonu için yatay boruda su71
3.38	Chawla korelasyonu için dikey boruda su 71
3.39	Chawla korelasyonu için yatay boruda R29072
3.40	Chawla korelasyonu için dikey boruda R290 72
3.41	Chawla korelasyonu için dikey boruda R134a 73
3.42	Chawla korelasyonu için yatay boruda R134a 73
3.43	Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için yatay boruda su 74
3.44	Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için dikey boruda su
3.45	Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için yatay boruda R290 75

<u>Şeki</u>	<u>Sayfa</u>
3.46	Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için yatay boruda R134a76
3.47	Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için dikey boruda R134a 76
3.48	R410 akışkanı için denklemlerin karşılaştırılması
3.49	R404A akışkanı için denklemlerin karşılaştırılması
3.50	R407C akışkanı için denklemlerin karşılaştırılması
4.1	Dikey borularda çift fazlı akış rejimleri82
4.2	Yatay borularda çift fazlı akış rejimleri84
4.3	Kaynama altı tutulan bölgede akış rejimleri85
4.4	Çekirdekli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının ΔT_{sub} ile olan
	bağıntısı (R134a)
4.5	Çekirdekli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının ΔT_{sub} ile olan
	bağıntısı (Su)
4.6	Çekirdekli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının ΔT_{sub} ile olan
	bağıntısı (R290)
4.7	Duvar sıcaklığı vs kaynama altı bölgede oluşan ısı transferi (Su) 89
4.8	Duvar sıcaklığı vs kaynama altı bölgede oluşan ısı transferi (R290)89

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
4.9	Duvar sıcaklığı vs kaynama altı bölgede oluşan ısı transferi (R134a). 90
4.10	Kısmi kaynama eğrisi91
4.11	Su için kısmi kaynama bölgesi tayini92
4.12	R134a için kısmi kaynama bölgesi tayini92
4.13	Sisli akış için Groeneveld korelasyonu96
4.14	Sisli akış için Dittus Boetler denklemi bazlı ısı transferi katsayısı97
4.15	Sisli akış için Gnielinski denklemi bazlı ısı transferi katsayısı97
4.16	Sisli akış için Groeneveld – R290
4.17	Sisli akış için Dittus Boetler (R290)98
4.18	Sisli akış için Gnielinski (R290)99
4.19	Sisli akış için Groeneveld (R134a)99
4.20	Sisli akış için Dittus Boetler (R134a)100
4.21	Sisli akış için Gnielinski (R134a)100
4.22	Bowring modeli için suyun kritik ısı akısının boru uzunluğuyla
	Değişimi104

xxiv

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
4.23	Katto ve Ohno modeli için suyun kritik ısı akısının boru uzunluğuyla
	değişimi104
4.24	Katto ve Ohno modeli için R290 'ın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla
	değişimi105
4.25	Bowring modeli için R290 'ın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla
	değişimi105
4.26	Ohno ve Katto modeli için R134a'nın kritik ısı akısının boru
	uzunluğuyla106
4.27	Bowring modeli için R134a'nın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla
	değişimi106
4.28	Yatay borularda kuruluk bölgesi gösterimi107
4.29	Mori (2000) tarafından oluşturulan kuruluk bölgesi ısı transferi
	katsayısı gösterimi108
4.30	Su için kuruluk bölgesinin başlangıç ve bitişi109
4.31	R290 için kuruluk bölgesinin başlangıcı ve bitişi
4.32	R134a için kuruluk bölgesinin başlangıcı ve bitişi110
4.33	Su için sisli akış ısı transferi

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
4.34	R290 için sisli akış ısı transferi111
4.35	R134a için sisli akış ısı transferi112
4.36	Kattan -Thome - Favrat akış rejimi haritası ve rejimler arası geçiş
	sınırları 112
4.37	Dairesel boruda buhar ve sıvı fazın kesit bazlı oranları
4.38	Su için buhar fazın, buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki
	değişimi (D=19.4 mm)116
4.39	Su için sıvı fazın , buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi
	(D=19.4 mm)
4.40	R290 için buhar fazın, buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki
	değişimi (D=19.4 mm)
4.41	R290 için sıvı fazın, buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki
	değişimi (D=19.4 mm)118
4.42	R134a için sıvı fazın , buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki
	değişimi (D=19.4 mm)118

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
4.43	R134a için buhar fazın, buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki
	değişimi (D=19.4)119
4.44	R404A akışkanı için akış rejimi haritası119
4.45	Amonyak için akış rejimi haritası120
4.46	Su için akış rejimi haritası120
5.1	Su için korelasyonların toplu gösterimi121
5.2	R-134a için korelasyonların toplu gösterimi121
5.3	R-290 için korelasyonların toplu gösterimi122
5.4	Gungor – Winterton korelasyonu için karşılaştırma123
5.5	Gungor – Winterton korelasyonu için hata oranı
5.6	Steiner- Taborek korelasyonu için karşılaştırma124
5.7	Steiner-Taborek korelasyonu için hata oranı
5.8	Shah korelasyonu için karşılaştırma125
5.9	Shah korelasyonu için hata oranı125
5.10	Kandlikar korelasyonu için karşılaştırma126
5.11	Kandlikar korelasyonu için hata oranı126

xxvii

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
5.12	Amonyak için q=17.8 kW/m ² G=20 kg/m ² s termofiziksel
	koşullarda uydurulan eğri 127
5.13	Amonyak için q=17.8 kW/m ² G=80 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	uydurulan eğri 127
5.14	Amonyak için q=32.0 kW/m ² G=50 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	uydurulan eğri 128
5.15	Amonyak için q=15.1 kW/m ² G=120 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	uydurulan eğri 128
5.16	Amonyak için q=17 kW/m ² G=120 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	uydurulan eğri 129
5.17	R600 için korelasyonların karşılaştırılması130
5.18	R600 için korelasyonların hata oranı 130
5.19	R600 için eğri uydurma 131
5.20	R290 için korelasyonların karşılaştırılması 131
5.21	R290 için korelasyonların hata oranları

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
5.22	R290 için q=30 kW/m ² G=583 kg/m ² s termofiziksel koşullarda eğri uydurma
5.23	R290 için q=30 kW/m ² G=424 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma
5.24	R404A için karşılaştırma134
5.25	R404A için hata oranları134
5.26	R404A için q=12.9 kW/m ² Tsat= 268 K termofiziksel koşullarındaki
	eğri uydurma135
5.27	404A için q=12.0 kW/m ² Tsat= 258.5 K termofiziksel koşullarındaki
	eğri uydurma135
5.28	R404A için q=16.2 kW/m ² Tsat= 278.5 K termofiziksel koşullarındaki
	eğri uydurma136
5.29	R507A için karşılaştırma136
5.30	R507A için hata oranları137
5.31	R507A için q=13.4 kW/m ² P_{sat} =434 kPa termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma137

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
5.32	R507A için q=15.1 kW/m ² P_{sat} =635 kPa termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma 138
5.33	R507a için q=16.1 kW/m ² P_{sat} =744 kPa termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma138
5.34	R134A için karşılaştırma139
5.35	R134a için hata oranları
5.36	R134a için q=10.9 kW/m ² P_{sat} =303 kPa termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma140
5.37	134a için q=15.8 kW/m ² P_{sat} =410 kPa termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma140
5.38	R744 için karşılaştırma141
5.39	R744 için hata oranı141
5.40	R744 için q=10.1 kW/m ² G=202 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma142
5.41	R744 için q=10.2 kW/m ² G=252 kg/m ² s termofiziksel koşullarda
	eğri uydurma

<u>Şekil</u>	_	<u>Sayfa</u>
5.42	R744 için q=10.3 kW/m ² G=300 kg/m ² s termofiziksel koşullarda	
	eğri uydurma	143
5.43	R744 için q=10.0 kW/m ² G=348 kg/m ² s termofiziksel koşullarda	
	eğri uydurma	143
5.44	Kritik ısı akısı için deneysel sonuçlarla korelasyonların	
	karşılaştırması	144
5.45	Kritik ısı akısı için hata oranları	144
5.46	P _{doy} =390 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının	
	karşılaştırılması	145
5.47	P _{doy} =390 kPa için korelasyonların hata oranı	145
5.48	P _{doy} =550 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının	
	karşılaştırılması	146
5.49	P _{doy} =550 kPa için korelasyonların hata oranı	146
5.50	P _{doy} =760 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının	
	karşılaştırılması	147
5.51	P _{doy} =760 kPa için korelasyonların hata oranı	147

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
5.52	P _{doy} =990 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının
	karşılaştırılması 148
5.53	P _{doy} =990 kPa için korelasyonların hata oranı148
5.54	P _{doy} =1220 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının
	karşılaştırılması 149
5.55	P _{doy} =1220 kPa için korelasyonların hata oranı149
5.56	P _{sat} =390 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma
5.57	P _{sat} =550 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma
5.58	P _{sat} =760 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma
5.59	P _{sat} =990 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma
5.60	P _{sat} =1220 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma
5.61	R134a için korelasyonların toplu gösterimi 152
5.62	R718(Su) için korelasyonların toplu gösterimi 153
5.63	R410 için korelasyon ile deneysel verilerin karşılaştırılması 154
5.64	Hesaplanan değerler için hata oranları (Buhar fazı için)155
5.65	Groonveld korelasyonunun tek faz ısı transferi korelasyonlarıyla
	karşılaştırılması 155

xxxii

<u>Şekil</u>	-	<u>Sayfa</u>
5.66	Kandlikar modelinin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması	156
5.67	Kandlikar modelinin hata oranı	156

ÇİZELGELER DİZİNİ

<u>Cizelge</u>	<u>Sayfa</u>
2.1 Spesifik F _{fl} değerleri	18
2.2 Steiner ve Taborek standart çekirdekli kaynama katsayıları	30
3.1 Akış rejimine göre C değerleri	55

xxxiv

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

Simgeler_	<u>Açıklama</u>
A	Boru kesit alanı [m ²]
A _L	Boru kesidi içindeki sıvı faz alanı [m ²]
A _G	Boru kesidi içindeki gaz faz alanı [m ²]
A _{LD}	Boru kesidi için boyutsuz sıvı faz alanı
A _{GD}	Boru kesidi için boyutsuz gaz faz alanı
Во	Kaynama numarası
С	Laminar - Türbülans parametresi
C_{pl}	Sıvı faz özgül ısısı [J/kg K]
C_{pg}	Gaz faz özgül 1s1s1 [J/kg K]
D,d _i	Boru iç çapı [m]
d _{io}	Referans boru çapı [m]
E	İki fazlı konveksiyon çarpımı
F	Çift faz çarpanı
F _c	Soğutucu karışım çarpanı
Fr _l	Sıvı faz Froude sayısı
Fr _g	Gaz faz Froude sayısı
F _{fl}	Kandlikar akışkan katsayıları değerleri

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ(devamı)

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklamalar</u>
F _{nb}	Çekirdekli kaynama düzeltme faktörü
F _{tp}	Hız etkisini gösteren çift faz çarpanı
F _{pf}	Basınç düzeltme faktörü
f_g	Gaz fazı sürtünme faktörü
\mathbf{f}_{l}	Sıvı fazı sürtünme faktörü
f_{fo}	Blasius sürtünme katsayısı
f_{tp}	Çift faz sürtünme faktörü
G,m	Kütlesel hız [kg/m ² s]
g	Yerçekimi ivmesi [m/s ²]
h	Boru içindeki sıvı yüksekliği [m]
h _{tp}	Çift fazlı ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{nb}	Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{cb}	Konvektif kaynama ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{fz}	Çekirdekli havuz kaynama ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{l(t)}	Sıvı faz ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{g(t)}	Gaz faz ısı transferi katsayısı [W/m ² K]

xxxvi

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ(devamı)

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklamalar</u>
h _{nb,o}	Referans ısı akısındaki çekirdekli havuz kaynama ısı
	transferi katsayısı [W/m ² K]
h_{islak}	Islak çevre bölgesine ait ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{buhar}	Kuru çevre bölgesinin ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{fg}	Buharlaşma ısısı [J/kg]
h _{sisli}	Sisli akış ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
h _{ld}	Boyutsuz sıvı yüksekliği
h _{id}	Soğutucu karışımlarda kullanılan ısı transferi katsayısı
	$[W/m^2K]$
$\mathbf{h}_{\mathrm{pool}}$	Havuz kaynama ısı transferi katsayısı [W/m ² K]
Δh_{inlet}	Kaynama altı tutulan bölgede bölgedeki giriş sıcaklığının
	entalpisi ile sıvının doyma entalpisi arasındaki fark [J/kg]
k _l	Sıvı faz ısı iletim katsayısı [W/m.K]
k _g	Gaz fazı ısı iletim katsayısı [W/m.K]
L,H	Boru uzunluğu [m]
Μ	Molar kütle [kg/kmol]
m _{kuruluk}	Kuruluk bölgesi sınır eğrisi
m _{sisli}	Sisli bölge sınır eğrisi
Simgeler Açıklamalar Dalgalı akış rejimi eğrisi mdalgalı Tabakalı akış rejimi eğrisi m_{tabakalı} Baloncuklu akış rejimi eğrisi mbaloncuklu Akış rejimi haritasındaki sınır eğrisi (üst bölge) mhigh Akış rejimi haritasındaki sınır eğrisi (alt bölge) mlow Akış rejimi haritasında sisli akış sınır eğrisi m_{mist} Akış rejimi haritasında katmanlı akış sınır eğrisi mstrat Ν Shah parametresi Üst katsayısı n nf Çekirdekli kaynama üssü Pr_1 Sıvı faz Prandtl sayısı Gaz faz Prandtl sayısı Prg Basınç [Pa] [bar] P,p P_{G} Boru kuru çevresinin uzunluğu [m] Boru ıslak çevresi uzunluğu [m] P_L Pi Faz ara yüzey uzunluğu [m] Boyutsuz kuru boru çevresi [m] P_{gd}

xxxviii

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklamalar</u>
P _{ld}	Boyutsuz ıslak boru çevresi [m]
P _{id}	Boyutsuz faz ara yüzey uzunluğu [m]
pr	İndirgenmiş basınç [P _{doy} / P _{crit}]
Δp_{toplam}	Toplam basınç düşümü [Pa]
Δp_{statik}	Statik basınç düşümü [Pa]
$\Delta p_{momentum}$	Momentum basınç düşümü [Pa]
$\Delta p_{surtunme}$	Sürtünme sonucu oluşan basınç düşümü [Pa]
Δp_L	Sıvı tek faz basınç düşümü [Pa]
Δp_{G}	Gaz tek faz basınç düşümü [Pa]
ΔP_{sat}	Akışkanın duvar sıcaklığındaki doyma basıncı ile doyma
	Sıcaklığındaki basıncı arasındaki fark [Pa]
q	Isı akısı [W/m ²]
q_{DNB}	Çekirdekli kaynamanın bittiği ısı akısı [W/m ²]
q_E	E noktasındaki ısı akısı [W/m ²]
q_C	C noktasındaki ısı akısı [W/m ²]
q_F	F noktasındaki ısı akısı [W/m ²]
$q_{kritik(CHF)}$	Kritik 1s1 ak1s1 [W/m ²]

xxxix

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklamalar</u>
<i>Qonb</i>	Çekirdekli kaynamanın başladığı ısı akısı
Re _L	Sivi faz Reynolds sayısı
Reg	Gaz faz Reynolds sayısı
Re _{tp}	Çift fazlı Reynolds sayısı
Re _{gh}	Homojen Reynolds sayısı
R _{po}	Referans yüzey pürüzlülüğü [m]
r _o	Kritik çekirdeklenme yarıçapı [m]
S	Kayma oranı(Slip ratio), Çekirdekli kaynama sıkıştırma
	faktörü
Т	Sıcaklık [K]
ΔΤ	Sıcaklık farkı
T _{dew}	Çiy noktası sıcaklığı [K]
T _{bubble}	Kabarcıklaşma noktası sıcaklığı [K]
T _{wall,(duvar)}	Boru iç çeperi sıcaklığı [K]
T _{sat,(doyma)}	Akışkan doyma sıcaklığı [K]
ΔT_{sat}	Duvar sıcaklığı ile doyma sıcaklığı arasındaki fark

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklamalar</u>
$\Delta T_{sat,onb}$	Çekirdekli kaynamanın başladığı sıcaklıkta ,duvar sıcaklığı
	ile akışkan sıcaklığının arasındaki fark
ΔT_{sub}	Akışkanın doyma sıcaklığıyla bulunduğu sıcaklık
	arasındaki fark
ΔT_b	Azeotropik karışımlarda kaynama sırasında sıcaklık farkı
ug	Gaz fazı homojen hız [m/s]
ul	Sıvı faz homojen hız [m/s]
u _H	Çift faz homojen hız [m/s]
X _{tt}	Martinelli parametresi
x	Buhar kalitesi
x _{max}	Sisli akış eğrisi ile katmanlı akış eğrisinin kesiştiği
	buhar kalitesi
x _{di}	Kuruluk bölgesinin başlangıcı
x _{de}	Kuruluk bölgesinin bitişi
x _{crit}	Kritik bölgedeki buhar kalitesi
X _{NVG}	Net buhar üretim buhar kalitesi
ν	Özgül hacim [m ³ /kg]

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklamalar</u>
We _L	Sıvı faz Webber sayısı
We _G	Gaz faz Webber sayısı
Y	Basınç gradyanları oranı
δ	Sıvı tabaka kalınlığı [m]
ζ_{ph}	Sürtünme faktörü
σ	Yüzey gerilim kuvveti [N/m]
μ_l	Sıvı faz viskozitesi [Pa.s]
μ_{g}	Gaz fazı viskozitesi [Pa.s]
μ_{tp}	Çift faz akışkan viskozitesi [Pa.s]
ρ_L	Sıvı faz yoğunluğu [kg/m ³]
$ ho_G$	Gaz faz yoğunluğu [kg/m ³]
$\rho_{\rm H}$	Homojen yoğunluk [kg/m ³]
θ_{kuru}	Kuruluk açısı [rd]
θ_{max}	Maksimum kuruluk açısı [rd]
θ_{tabaka}	Tabakalı açı [rd]
δ_L	Ampirik hız değeri [m/s]
Φ_{Ltt}	Sıvı faz Lockhart – Martinelli sürtünmeli basınç faktörü

Simgeler	Açıklamalar
∳Gtt	Gaz faz Lockhart – Martinelli sürtünmeli basınç faktörü
$\phi_{\rm Fr}$	Friedel çift faz sürtünmeli basınç düşümü faktörü
Φ_{Gd}	Grönnerud çift faz basınç düşümü çarpanı
φ_{Ch}	Chisholm sürtünmeli basınç düşümü çarpanı
$\phi_{ m Chawla}$	Chawla sürtünmeli basınç düşümü çarpanı , Sıvı çarpanı
ϕ_{Bf}	Bankoff sürtünmeli basınç düşümü çarpanı
$\Phi_{ m fo}$	Lokal çift faz sürtünme çarpanı
ϕ	Sıvı çarpanı
$\phi_{_{ip}}$	Çift faz çarpanı
γ	Bankoff katsayısı
α,ε	Faz hacim oranı (Void fraction ratio)
ε _H	Homojen faz hacim oranı
$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{L,G,mom}$	Basınç gradyanı sıvı veya gaz [Pa/m]

1-GİRİŞ

Akışkanlar mekaniğinde çift fazlı akış sıvı ve gaz fazın bir arada bulunmasına ve hareket etmesine denir. Çift fazlı akışın en fazla kullanıldığı ve çalışıldığı alan büyük ölçekli güç sistemleridir. Kömür ve gaz yakıtlı güç çevrimleri türbinden güç elde etmek için buhar kullanılır.

İki fazlı akışın tek fazlı akışa göre farkları ve kendine has karakteristiklerini özetlemek gerekirse;

• İki faz arasındaki yoğunluk farkının çok fazla olması ve bu farkların basınç düşümü, akış profili, ısı transferi ve faz oranını doğrudan etkilemesi . Bu durumda oluşabilecek en ufak bir hesaplama hatasının büyük kayıplara yol açması,

• Faz değişimine uğrayan akışkanların ses hızının değişmesi ve bu durumda problemin sıkıştırılabilir etkilerle çözülmesi,

• Isı transferinin ve basınç düşümünün değişik korelasyonlarla ifade edilmesi, doğru sonucu hesaplamadaki güçlük,

• Çözümlerin karışık olması ve el yordamıyla çözümün oldukça zor olması gibi örnekler verilebilir.

Çift fazlı akışta kaynamalı ısı transferi üzerinde tartışılması gerekilen en önemi konulardan biridir. Çift fazlı akışta ısı transferinin belirlenmesi için oluşturulan bir çok korelasyon bulunmasına rağmen bunların her birinin farklı akışkanlar için hazırlanmış olması ve geniş bir çalışma aralığında oluşturulamaması ısı transferi hesabını zorlaştırmıştır. Ayrıca oluşturulan korelasyonların hesabının el yordamıyla yapılacak tarzda olmaması ve genellikle iteratif bir çözüm içermesi de bazen doğru sonucun tam olarak bulunamamasına yol açmaktadır.

Çift fazlı akış için önemli bir araştırma konusu ise faz değişimi sırasındaki basınç düşümüdür. Isı transferinde olduğu gibi basınç düşümünü hesaplamak için de farklı korelasyonlar oluşturulmuştur. Aynı şekilde bu oluşturulan denklemlerin

hesaplarındaki zorluk ve denklemlerdeki kesinliğinin tam olarak ispatlanamaması bu konuda somut adımlar atılamamasına neden olmuştur.

Çift fazlı akış için bir başka önemli konu ise akış profillerinin belirlenmesidir.

Yatay ve dikey borularda yerçekimi etkisiyle farklı şekillerde akış profilleri oluşmaktadır. Ayrıca ısı transferi ve basınç düşümü de akış profillerinin etkisi altında değişmektedir. Yatay boruda çift fazlı ısı transferi ve basınç düşümü hesaplarında özellikle akış profili bazlı metotlar uygulanmaktadır ve bundan dolayı akış profilleri çift fazlı akış için vazgeçilmez bir konu olmuştur.

Faz hacim oranı (ϵ) çift fazlı akışı karakterize etmek için kullanılan en önemli parametrelerden biridir. Akış profillerini hesaplamakta başvurulan faz hacim oranı otomatik olarak basınç düşümü ve ısı transferi hesabında da önemli rol oynar. Ayrıca çift faz yoğunluğu ve çift faz viskozitesinin elde edilmesinde de önemli bir paya sahiptir.

Bilim adamları yukarıda bahsedilen konuları ele alarak çift fazlı akış için çalışmalarda bulundular. Dikey borularda kaynamalı akış için Chen 1963 yılında su veritabanını kullanarak ilk geniş tabanlı korelasyonu oluşturdu(Chen, J.C, 1963). Ardından tekrar Chen, Bennet ile birlikte yeni korelasyonunu 1980 yılında oluşturdu(Bennet, D.L ve J.C.Chen, 1980). Shah, 1982 yılında yatay ve dikey borular için yeni bir çift fazlı kaynamalı akış korelasyonu oluşturdu(Shah, M.M., 1982). Gungor ve Winterton 1986 yılında Chen modelini geliştirdi ve geniş bir soğutucu akışkan verisiyle korelasyonlarını oluşturdu(Gungor, K.E. ve Winterton, R.H.S, 1986). Steiner ve Taborek 1992'de bütün soğutucu akışkan verilerini kullanarak en gelişmiş korelasyonu oluşturdu(Steiner, D. ve Taborek.J, 1992).

Yatay borularda kaynamalı akış için 1998 yılında Kattan – Thome – Favrat tarafından akış düzeni bazlı model önerildi(Kattan, N., Thome, J.R ve Favrat, D., 1998c). Bu model diğer korelasyonlara göre farklıdır ve uygulanması da bir o kadar zordur. Çünkü burada ısı transferi katsayısı buhar kalitesinin fonksiyonu değil akış düzeninin fonksiyonudur(Kattan, N., Thome, J.R ve Favrat, D., 1998a).

Bundan dolayı ısı transferi katsayılarını hesaplamak için akış düzeni haritasını da oluşturmak gerekecektir.

Çift fazlı basınç düşümü için ise Lockhart ve Martinelli 1949'da ilk korelasyonu oluşturdu (Lockhart, R. W. ve Martinelli, R. C., 1949). Ardından sırayla Bankoff (Bankoff, S.G., 1960), Chawla(Chawla,J.M., 1967), Grönnerud (Grönnerud, R., 1972), Chisholm (Chisholm, D., 1973), Friedel (Friedel, L., 1979) ve Müller- Steinhagen ve Heck (Müller- Steinhagen, H. ve Heck, K., 1986) kendi korelasyonlarını meydana getirdi.

Kritik ısı akıları için Bowring (Bowring, R.W., 1972) ve Katto-Ohno (Katto,Y ve Ohno, H, 1984) değişik korelasyonlar oluşturdu. Bu korelasyonların kesinliği de diğer alt bölümlerde tartışılacaktır.

Mori ve arkadaşları (Mori, H., Yoshida, S., Ohishi, K. Kokimoto, Y., 2000) kuruluğun başlangıç ve bitişi ile yaptıkları deneyler sonucunda kütlesel hızın fonksiyonu olarak kuruluğun başlangıç ve bitiş buhar kalitelerini hesapladı ve bunun korelasyonunu oluşturdu.

Sisli akış ısı transferi için (kuruluk sonrası ısı transferi) Dougall ve Rohsenow (Dougall, R.S. ve Rohsenow, W.M., 1963) ilk korelasyonu oluşturdu. Ardından Groeneveld (Groeneveld, D.C, 1973) ve Groeneveld ve Delorme (Groeneveld, D.C. and Delorme, G.G.J, 1976) korelasyonları ampirik çalışmalar sonucu meydana getirildiler. 2005'te bu çalışmaların yetersiz ve yanlış sonuçlar verdiğini gören Wojtan , Ursenbacher ve Thome(Wojtan,L, Ursenbacher, T. ve Thome, J.R., 2005b), Mori ve arkadaşlarının oluşturduğu kuruluk haritası bazlı sisli akış ısı transferi korelasyonlarını meydana getirdi.

2-DÜZ BORULARDA KAYNAMALI ISI TRANSFERİ

Eş dağılımlı olarak ısıtılmış dikey bir boruyu düşünüldüğünde, düşük ısı akılarında kaynama altı sıvı olarak giren akışkan, boru çıkışına kadar buharlaştırılır(Şekil 2.1). Akışkan doyma sıcaklığına kadar ısıtıldığı sırada, duvar sıcaklığı çekirdeklenmenin(duvar çevresinde baloncuklar oluşması) meydana geleceği sıcaklıktan daha düşüktür(A bölgesi). Bundan dolayı bu bölgedeki (A bölgesi) ısı transferi işlemi kaynama altı tutulmuş sıvıya tek fazlı ısı transferi olarak meydana gelir. Ardından duvar sıcaklığı doyma sıcaklığına eriştiğinde ve çekirdeklenme kızdırılmış termal sınır tabakada oluştuğunda, kaynama altı tutulan bölgede kaynama (B bölgesinde) meydana gelir. Bu bölgenin sonunda akışkan da doyma sıcaklığına erişir ve baloncuklu akış rejiminin oluşmasıyla (C bölgesi) doymuş kaynama süreci başlar. Doymuş kaynama, kurşun şeklinde akış rejimi (D bölgesi) ve halkasal akış rejimi (E bölgesi) ve merkezinde sıvı damlacıkları bulunduran halkasal akış rejimi (F bölgesi) ile devam eder.

F bölgesinin sonunda halkasal film tamamen kurur. Bu olayın oluştuğu noktaya "Kuru Bölgenin Başladığı Nokta" adı verilir. Bu noktayı geçtikten sonra damlacıkların akışkan içinde asılı kalması şeklinde oluşan "Sisli Akış" meydana gelir. Sisli akışta duvar sıcaklığı ani bir şekilde artar (G bölgesi). Bu bölgeyle birlikte akışkan (buhar fazı) doyma sıcaklığının üstüne çıkma eğilimindedir. Bu bölgede ısı transferi dört mekanizma etkisinde gerçekleşmektedir. Bunlar;

- Tek fazlı konveksiyon (buhar faza),
- Buharın içindeki sıvı damlacıklarına ısı transferi,
- Duvardan sıvı damlacıklarına konveksiyonla ısı transferi,
- Duvardan sıvı damlacıklarına radyasyonla ısı transferi

mekanizmalarıdır. Bu mekanizmaların sonucunda tek fazlı buhar rejiminde bile sıvı damlacıkları görülebilecektir (x=1'den sonra bile) (Groeneveld, D.C., 1973).

Şekil 2.2'de ise buharlaşma ısı transfer ile ilgili "Buharlaşma Haritası" verilmiştir. Burada bölgesel ısı transferi katsayısının buhar kalitesiyle değişimi verilmiştir. Parametre olarak artan ısı akısı kullanılmıştır. Isı akısı (i)'den (vii)'ye

artan bir şekilde derecelenmiştir. Düşük ısı akılarında sıvı bulundurmayan bölge halkasal akıştaki kuru bölgeye denk gelirken yüksek ısı akılarında doymuş film kaynaması çekirdekli kaynamadan ayrılma noktasında (Kritik ısı akısı) meydana gelir. Şekilde görüldüğü üzere yüksek ısı akılarında çekirdekli kaynamadan ayrılma noktasına (DNB) kaynama altı tutulan bölgede görülmüştür. Film kaynama ve sıvı bulundurmayan bölgedeki (kuruluk bölgesi) ısı transferi katsayıları görüldüğü üzere ıslak duvar bölgesinden çok daha düşüktür.



Şekil 2.1 Dikey tüplerde ısı transferi rejimleri (Collier John G. ve Thome John R, 1994)



Şekil 2.2 Buharlaşma haritası (Collier John G. ve Thome John R, 1994)

2.1 Çift Fazlı Kaynamalı Isı Transferi

Çift fazlı kaynamalı ısı transferi katsayısını düz boruda hesaplamak için kullanılan denklem aşağıdaki gibidir;

$$h_{tp} = \frac{q}{(T_{du\,var} - T_{doyma})} \tag{2.1}$$

q burada ısı akısını temsil ederken, T_{duvar} bölgesel duvar sıcaklığını göstermektedir. T_{doyma} ise akışkanın doyma sıcaklığını belirtir.

Çift fazda kaynama, çekirdekli (h_{nb}) ve konvektif (h_{cb}) kaynama olmak üzere iki çeşit ısı transfer mekanizması içerir. Çekirdekli kaynamada baloncuklar duvar kenarında oluşmaya başlar ve eksenel akış nedeniyle belli bir büyümeden sonra söner. Konvektif kaynamalı ısı transferi ise ısıtılan duvar ile sıvı faz arasındaki taşınımla meydana gelen ısı transferini gösterir. Kaynamalı ısı transferi modellerini açıklamadan önce konvektif ve çekirdekli kaynamanın çift fazlı ısı transfer katsayısını nasıl elde ettiğini göstermek gerekir.

$$h_{tp} = \left[\left(h_{nb} \right)^{n} + \left(h_{cb} \right)^{n} \right]^{1/n}$$
(2.2)

Yukarıdaki denklem konvektif ve çekirdekli kaynamanın üs yasası formatını kullanarak çift fazlı ısı transferi katsayısını (http) elde etmek için kullanılır(Steiner, D ve Taborek, J, 1992). Şekil 2.3'te bu denklem grafikle anlatılmıştır. Basıncı, kütlesel hızı ve buhar kalitesini sabit olarak alan bu gösterimde; konvektif katsayısı(h_{cb}) ısı kaynamalı 1S1 transfer akısının fonksiyonu olarak düşünülmediğinden dolayı h_{cb} grafikte yatay düzlemde yer alır. Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı ısı akısının fonksiyonu olarak düşünülebilir fakat kütlesel hızın fonksiyonu değildir. (2.2) denkleminde n=1,2,3....∞ değerleri verilerek h_{tp} katsayısı bulunmaya çalışılmıştır. Chen(Chen, J.C. ,1963) n=1 değerini kullanmış ve sonunda çekirdekli kaynama sıkıştırma faktörü ve çift faz çarpanı katsayılarını öne sürdü. Kutateladze(Kutateladze, S.S., 1961) ise n=2 katsayısını önermiştir. Steiner and Taborek (Steiner, D ve Taborek, J, 1992) en son olarak n=3 katsayısını önermiştir.



Şekil 2.3 Steiner – Taborek grafik modeli (Steiner, D ve Taborek, J, 1992)

2.2 Dikey Borularda Kaynamalı Akış

Şekil 2.1'de C-D-E-F 'de gösterilen rejimler konvektif kaynama içermektedir. Bu proses zorlanmış taşınım ve yerçekimi etkisiyle meydana gelir. Yüksek buhar kalitelerinde ve kütlesel debilerde, akış rejimi halkasaldır. Fakat düşük kütlesel debilerde ve yeterli duvar sıcaklıklarında, boru duvarlarında baloncuklar oluşmaya başlar ve çekirdekli kaynama meydana gelir.

Sınır buhar kalitelerinde, sıvı film kuruyabilir ya da yüksek hızlı buhar fazıyla karşı karşıya kalabilir. Bu durumda ısı transferi katsayısı çok düşük seviyelere iner.

Zorlanmış konvektif kaynama buhar kalitesi ve kütlesel hıza bağlıyken çekirdekli kaynamada daha çok ısı akısına bağlıdır. Bu sebepten ısı transferi katsayısını hesaplarken bu iki ısı transferi modeli de hesaba katılmalıdır. Çekirdekli kaynama düşük buhar kalitelerinde ve yüksek ısı akılarında meydana gelirken konvektif kaynama yüksek buhar kalitelerinde ve kütlesel hızlarda ve düşük ısı akılarında meydana gelir.

Aşağıda dikey borularda çift fazlı ısı transfer katsayısı hesaplama yöntemleri irdelenecektir. Genellikle; çekirdekli kaynama katsayısı havuz kaynama denklemlerindeki katsayıları kullanırken, konvektif kaynama denklemleri ise tek fazlı taşınım denklemleri baz alınarak hesaplanmıştır.

2.2.1 Chen korelasyonu

Chen (Chen,J.C., 1963) ilk dikey boru içi kaynama denklemini önermiştir. Chen'in yerel çift fazlı ısı transferi çekirdekli kaynama ile konvektif kaynamanın birleşimi olarak sunulmuştur.

$$h_{tp} = h_{cb} + h_{nb} \tag{2.3}$$

Chen; çekirdekli kaynamaya sıkıştırma faktörünü ve konvektif kaynamaya çift fazlı çarpanı ekleyerek,

$$h_{tp} = h_{FZ}S + h_{l}F \tag{2.4}$$

denklemini elde etti .

- \bullet Çekirdekli kaynama gösterimi için (h_{FZ}),
- Sıkıştırma faktörü gösterimi için (S)
- Dittus-Boelter (1930) denklemi konvektif kaynamayı tanımlamak için (h_l)
- İki faz akıştaki sıvı fazın ısı transferindeki artışı çift faz çarpanı için (F) katsayıları kullanılır.

Burada;

$$h_{FZ} = 0.00122 \left[\frac{k_l^{0.79} c_{pl}^{0.49} \rho_l^{0.49}}{\sigma^{0.5} \mu_l^{0.29} h_{lg}^{0.24} \rho_g^{0.24}} \right] \Delta T_{sat}^{0.24} \Delta p_{sat}^{0.75}$$
(2.5)

Sıvı fazı konvektif ısı transferi katsayısı (h_l) ;

$$h_l = 0.023 \operatorname{Re}_l^{0.8} \operatorname{Pr}_l^{0.4} \left(\frac{k_l}{d_i} \right)$$
 (2.6)

Sıvı Reynolds sayısı Re1;

$$\operatorname{Re}_{l} = \frac{\dot{m}(1-x)d_{i}}{\mu_{l}}$$
(2.7)

Sıvı Prandtl sayısı Pr₁;

$$\mathbf{Pr}_{l} = \frac{\mu_{l}c_{pl}}{k_{l}} \tag{2.8}$$

Çift faz çarpanı F;

$$F = \left(\frac{1}{X_{tt}} + 0.213\right)^{0.736}$$
(2.9)

Martinelli parametresi (X_{tt}) ise

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.1}$$
(2.10)

 $1/X_{tt} \leq \ 0.1$ olduğunda F=1.0 olur. Sıkıştırma faktörü S ise ;

$$S = \frac{1}{1 + 0.00000253 \operatorname{Re}_{tp}^{1.17}}$$
(2.11)

Çift fazlı Reynolds sayısı ise

$$\operatorname{Re}_{tv} = \operatorname{Re}_{l} F^{1.25} \tag{2.12}$$

Akışkan verisi olarak su (0.55 'ten 34.8 bara değişen basınçlarda) metanol, sayloheksan, n-pentan, n-heptan ve benzen bulunmaktadır. Buhar kalitesi verisi 0.01 ve 0.71 arasında değişmektedir.



Şekil 2.4 Chen denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.5 Chen denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.6 Chen denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] Δ Tsat=105°C

2.2.2 Shah korelasyonu

Dikey borular için hazırlanan başka bir metot ise Shah(Shah, M.M., 1982) tarafından geliştirilen korelasyondur. Shah da iki fazlı ısı transferi katsayısının konvektif ve çekirdekli kaynama modelleriyle oluşturulduğunu öne sürmüştür. Shah metodu konvektif ve çekirdekli kaynama ısı transferi katsayılarından büyük olanını çift fazlı ısı transferi katsayısı olarak ön görmüştür. Dikey ve yatay borulara uygulanabilen bu yöntem N parametresi ve sıvı Froude sayısının (Fr₁) elde edilmesiyle başlar.

$$N=C_{o}$$
(2.13)

iken

$$C_o = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5}$$
(2.14)

Sivi Froude sayisi

$$Fr_l = \frac{\dot{m}^2}{\rho_l^2 g d_i} \tag{2.15}$$

denklemiyle bulunur. Konveksiyon etkisini denkleme dâhil etmek için tek fazlı taşınım katsayısı(h_l) (2.6) ve (2.7) denklemleriyle hesaplanır. Bu durumda konvektif kaynama ısı transferi katsayısı (h_{cb});

$$\frac{h_{cb}}{h_l} = \frac{1.8}{N^{0.8}} \tag{2.16}$$

Isı akısını denklemde göstermek için Kaynama sayısı (Bo) hesaplanarak

$$Bo = \frac{q}{\dot{m}h_{\rm lg}} \tag{2.17}$$

maksimum ısı akısının gerçek ısı akısına oranı elde edilir. Boyutsuz N parametresi,

N>1.0 ve Bo>0.0003 iken

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = 230Bo^{0.5} \tag{2.18}$$

N>1.0 ve Bo<0.0003 iken

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = 1 + 46Bo^{0.5} \tag{2.19}$$

1.0>N>0.1 iken

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = F_s B o^{0.5} \exp(2.74N - 0.1)$$
(2.20)

N<0.1 iken

$$\frac{h_{nb}}{h_l} = F_s B o^{0.5} \exp(2.74N - 0.15)$$
(2.21)

Shah sabiti Bo>0.0011 iken F_s =14.7 , Bo<0.0011 iken F_s=15.43'tür . h_{nb} ve h_{cb} katsayılarından büyük olanı çift fazlı ısı transferi katsayısı(h_{tp}) olarak ortaya çıkar.



Şekil 2.7 Shah denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.8 Shah denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.9 Shah denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] Δ Tsat=105°C

2.2.3 Gungor-Winterton korelasyonu

Chen korelasyonunun başka bir şekli de Gungor ve Winterton (Gungor, K.E. ve Winterton, R.H.S., 1986) tarafından geliştirilen çift fazlı kaynama

modelidir. Su, soğutucu akışkanlar (R-11, R-12, R-22, R-113 ve R-114) ve etilen glikol veritabanında oluşturulmuş korelasyon

$$h_{lp} = Eh_l + Sh_{nb} \tag{2.22}$$

şeklindedir. Tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısı tekrar (2.6) ve (2.7) denklemleriyle hesaplanırken çekirdekli kaynama ıs transferi katsayısı

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} \left(-0.4343 \ln p_r\right)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67}$$
(2.23)

şeklinde tanımlanmıştır. İki fazlı konveksiyon çarpanı E, Martinelli sayısının (X_{tt}) ve Kaynama sayısının (Bo) fonksiyonu olarak

$$E = 1 + 24000Bo^{1.16} + 1.37(1/X_{t})^{0.86}$$
(2.24)

denklemiyle tanımlanır. Burada Martinelli sayısı ve Kaynama sayısı sırasıyla (2.10) ve (2.17) denklemleriyle hesaplanır. (2.7) denklemiyle hesaplanabilen Re_{L} ve çift fazlı konveksiyon çarpanı E, kaynama sıkıştırma faktörünün(S) fonksiyonudur.

$$S = (1 + 0.00000115E^2 \operatorname{Re}_{l}^{1.17})^{-1}$$
(2.25)



Şekil 2.10 Gungor-Winterton denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.11 Gungor-Winterton R–290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.12 Gungor-Winterton denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] Δ Tsat=105°C

2.2.4 Kandlikar korelasyonu

Kandlikar (Kandlikar, S.G., 1990) denklemi de çift fazlı akışın çekirdekli kaynama ve konvektif kaynama denklemlerinin birlikte etkimesi sonucunda oluştuğunu ön görür(Kandlikar ve Masahiro, 1999). Kandlikar çekirdekli kaynama ya da konvektif kaynama ısı transferi katsayılarından büyük olanının çift fazlı ısı transferi katsayısı olacağını önermiştir.

Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı ;

$$\frac{h_{tp}}{h_l} = 0.6683 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.1} x^{0.16} (1-x)^{0.64} f_2(Fr_l) + 1058Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl}$$
(2.26)

ve konvektif kaynama ısı transferi katsayısı ;

$$\frac{h_{lp}}{h_l} = 1.136 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.45} x^{0.72} (1-x)^{0.08} f_2(Fr_l) + 667.2Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl}$$
(2.27)

Sıvı fazlı ısı transferi katsayısı (h1) Gnielinski denklemi kullanılarak bulunur

 $0.5 \le Pr_1 \le 2000$ ve $10^4 \le Re_1 \le 5x10^6$ için

$$h_{l} = \frac{\operatorname{Re}_{l} \operatorname{Pr}_{l}(f/2)(k_{l}/d_{i})}{1.07 + 12.7(\operatorname{Pr}_{l}^{2/3} - 1)(f/2)^{0.5}}$$
(2.28)

 $0.5 {\leq} \mbox{Pr}_{l} {\leq} 2000$ and $2300 {\leq} \mbox{Re}_{l} {\leq} 10^4 \mbox{ icin}$

$$h_{l} = \frac{(\operatorname{Re}_{l} - 1000) \operatorname{Pr}_{l}(f/2)(k_{l}/d_{i})}{1 + 12.7(\operatorname{Pr}_{l}^{2/3} - 1)(f/2)^{0.5}}$$
(2.29)

Burada Re₁ (2.7) denklemiyle hesaplanır ve sürtünme katsayısı

$$f = (1.58\ln(\text{Re}_l) - 3.28)^{-2}$$
(2.30)

Fr_L<0.04 için yatay borularda

$$f_2(Fr_l) = (25Fr_l)^{0.3} \tag{2.31}$$

Diğer durumlarda

$$f_2 = 1$$
 (2.32)

olarak kullanılır.

	F _{fl}
Akışkan	
Su	1.00
R-11	1.30
R-12	1.50
R-22	2.20
R-113	1.30
R-114	1.24
R-134a	1.63
R-152a	1.10
R-32/R-132(60 to	3.30
40% wt)	
Kerosen	0.488
Paslanmaz çelik	1.0
boruda	
bütün akışkanlar	

Çizelge 2.1 Spesifik F_{fl} değerleri



Şekil 2.13 Kandlikar denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.14 Kandlikar denklemi R-290 1 atm $G=290.7[kg/m^2s] q=648.56[kW/m^2] \Delta Tsat=117^{\circ}C$



Şekil 2.15 Kandlikar denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] $\Delta Tsat{=}105^{\circ}C$

2.2.5 Chaddock ve Brunemann korelasyonu

Bu korelasyon Kaynama sayısı (Bo), Martinelli parametresi (X_{tt}) ve tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısının (h_t) birleşimi aşağıdaki gibi tanımlanmıştır.

$$h_{tp} = 1.91 h_l \left[Bo10^4 + 1.5(1/X_{tt})^{0.67} \right]^{0.6}$$
(2.33)

Tek fazlı ısı transferi katsayısı (2.28) ya da (2.29) denklemi ile Re₁ sayısına bağımlı olarak hesaplanır. Sürtünme katsayısını hesaplarken (2.30) denklemini kullanılmalıdır. Burada Kaynama sayısı (Bo) (2.17) denklemi ile hesaplanırken Martinelli parametresi (2.10) denklemi ile hesaplanır.



Şekil 2.16 Chaddock-Brunemann denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.17 Chaddock-Brunemann denklemi R-290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.18 Chaddock-Brunemann denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] Δ Tsat=105°C

2.2.6 Bennet ve Chen korelasyonu

Bennet ve Chen (Bennet, D.L ve J.C. Chen., 1980), Chen(Chen, J.C., 1963) modelini geliştirerek sıvı Prandtl sayısı(Pr_L) ve çekirdekli kaynama sıkıştırma faktörünün(S) fonksiyonu E konvektif faktörünü öne sürmüşlerdir. E değeri aşağıdaki gibidir.

$$E = (1 + X_{tt}^{-0.5})^{1.78} \left(\frac{\Pr_l + 1}{2}\right)^{0.444}$$
(2.34)

Martinelli parametresi (X_{tt}) için (2.10) denklemi ve sıkıştırma faktörü (S) için

$$S = 0.9622 - \tan^{-1} \left(\frac{\operatorname{Re}_{l} E^{1.25}}{61800} \right)$$
(2.35)

denklemi kullanılır. Re_L (2.7) denklemi ile hesaplanırken sıvı faz ısı transferi katsayısı Dittus-Boetler korelasyonu ile hesaplanır (2.6). Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı (2.5) denklemi ile hesaplanır. Denklemin en son hali ise ,

$$h_{tp} = h_{nb}S + h_{cb}E \tag{2.36}$$

şeklindedir. Bu korelasyon düşük basınçlı su buharında ve bazı hidrokarbonlarda doğru sonuçlar vermektedir.



Şekil 2.19 Bernett ve Chen denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.20 Bernett ve Chen denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.21 Bernett ve Chen denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] Δ Tsat=105°C



Şekil 2.22 Geliştirilmiş Chen denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C

Yukarıda görüldüğü üzere Bernett ve Chen denkleminde R290 ve R134a soğutkanları veritabanı olarak kullanılmadığından bu akışkanlarda hatalı sonuçlar ortaya çıkmıştır. Chen bunun üzerine korelasyonunda bazı değişikliklerde bulundu ve iki faz çarpanına $(1-x)^{0.8}$ çarpanını ekledi.



Şekil 2.23 Geliştirilmiş Chen denklemi R-290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.24 Geliştirilmiş Chen denklemi R-134a 1 atm G=688.35 [kg/m²s] q=851.638 [kW/m²] Δ Tsat=105°C

2.2.7 Steiner ve Taborek korelasyonu

Steiner ve Taborek (Steiner, D. ve Taborek, J., 1992) en son olarak asimptotik modeli önererek buradaki n katsayısına 3 değerini verdi. Modellerinde bazı kısıtlamalara giden Steiner ve Taborek bunları aşağıdaki gibi sıraladı.

•Çekirdekli kaynamanın başlangıç sınırının altındaki ısı akılarında (q<q_{onb}) konvektif etki daha fazla olmasına karşın çekirdekli kaynama etkisi çok azdır.

• Fakat yüksek ısı akılarında çekirdekli kaynama etkisi etkilidir.

•Çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısına (h_l) x=0 ve q < q_{onb} iken eşittir. Fakat h_{nb} , q>q_{onb} olduğunda tek fazlı sıvı ısı transferi katsayısına eklenmelidir.

• x=1.0 iken, çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) tek fazlı buhar ısı transferi katsayısına(h_{gt}) yakınsar.



Şekil 2.25 Dikey tüpler için Steiner – Taborek modeli (Steiner, D. ve Taborek, J., 1992)

A-B rejimi: A noktasına kadar tek fazlı konvektif ısı transferi kaynama altı tutulmuş sıvıya doğru gerçekleşir. A ve B noktaları arasında $q < q_{onb}$ ise sıvı fazlı konveksiyon meydana gelirken $q > q_{onb}$ olduğu zaman kaynama altı tutulmuş kaynama meydana gelir. Sıvı kaynama altı tutulmuş iken, baloncuklar aniden oluşur ve duvar kenarında çöker. Bu mekanizmayla duvar kenarında ısı transferi değeri artar.

B-C-D rejimi: $q < q_{onb}$ ise konvektif kaynama meydana gelirken $q > q_{onb}$ durumunda çekirdekli kaynama ve konvektif kaynama birlikte ortaya çıkar. Şekil 2.25'te görüldüğü üzere yatay kesikli çizgiler karşılık gelen ısı akılarındaki çekirdekli kaynama ısı transferi katsayılarıdır. Devamlı çizgiler ise çekirdekli ve konvektif kaynamanın birlikte gösterdiği etkiyi temsil etmektedir. Bu rejimler baloncuklu ve çalkalı akışı içerir.

D-E-F rejimi: $\mathbf{q} < \mathbf{q}_{onb}$ iken kuruluk noktasının başlangıcına kadar konvektif kaynama meydana gelir. $\mathbf{q} > \mathbf{q}_{onb}$ durumunda ise ince ve türbülanslı halkalı film rejimi meydana gelir. Bu rejim duvar kenarında oluşan sıvı tabakası ve merkezde oluşan buhar bölgesi ile karakterize edilir. Bu üç rejim kritik buhar kalitesine (x_{crit}) kadar uzanır.

F-G rejimi: Bu bölgeye "sisli rejim" de denir. Bu bölgedeki ısı transferi katsayısı Steiner ve Taborek modeli ile hesaplanamamıştır. Bu bölgedeki ısı transferi için oluşturulan korelasyonlar sonraki kısımlarda verilecektir.

Yukarıdaki önermelere dayanarak Steiner ve Taborek asimptotik modelde n=3 eşitliğini kullandı ve ;

$$h_{tp} = \left[\left(h_{nb,o} F_{nb} \right)^3 + \left(h_{Lt} F_{tp} \right)^3 \right]^{1/3}$$
(2.37)

eşitliğini elde etti (Collier ve Thome, 1994).

• $h_{nb,o}$ referans 1s1 akısındaki (q_o) yerel çekirdekli havuz kaynama 1s1 transferi katsayısı olarak adlandırılır.

- F_{nb} çekirdekli kaynama düzeltme faktörüdür.
- h_{Lt} sıvı faz zorlanmış konvektif ısı transferi katsayısıdır.
- F_{tp} iki fazlı akıştaki hız etkisini arttıran çift faz çarpanıdır.

 h_{Lt} (2.28) ve (2.29) denklemleriyle hesaplanır ve Reynolds sayısı ise

$$\operatorname{Re}_{Li} = \frac{\dot{m}d_i}{\mu_l} \tag{2.38}$$

şeklinde ifade edilir. F_{tp} konvektif kaynama için kullanılır. Eğer x<x_{crit} ve $q>q_{onb}$ ya da q<q_{onb} ise bütün buhar kalitelerinde F_{tp} meydana gelir. x<x_{crit} ve $q>q_{onb}$ durumunda oluşan F_{tp} denklemi

$$F_{tp} = \left[\left(1 - x \right)^{1.5} + 1.9 x^{0.6} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.35} \right]^{1.1}$$
(2.39)

şeklindedir.

Eğer q<q_{onb} ise x=0 ile 1.0 arasında sadece konvektif kaynama meydana gelir. x=1.0 iken çift fazlı ısı transfer katsayısı (h_{tp}) tek fazlı buhar ısı transferi katsayısına (h_g) dönüşür. Tek fazlı buhar ısı transferi katsayısını hesaplamak için (2.28), (2.29) ve (2.38) denklemleri kullanılır. Fakat sıvı tek faz yerine buhar tek fazı kullanılmalıdır. q > q_{onb} olduğunda F_{tp}

$$F_{tp} = \left\{ \left[\left(1-x\right)^{1.5} + 1.9x^{0.6}(1-x)^{0.01} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.35} \right]^{-2.2} + \left[\left(\frac{h_g}{h_l}\right)x^{0.01}(1+8(1-x)^{0.7}) \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.67} \right]^{-2} \right\}^{-0.5}$$
(2.40)

Çekirdekli kaynamaya başlama ısı akısı (qonb) ise aşağıdaki gibi tanımlandı.

$$q_{onb} = \frac{2\sigma T_{sat} h_{Lt}}{r_o \rho_g h_{fg}}$$
(2.41)

Kritik çekirdeklenme yarıçapı olan r_0 değeri burada 0.3×10^{-6} alınmalıdır. Steiner ve Taborek katsayıları aşağıdaki çizelgede verildiği gibidir.

Akışkan	Pkrit	M	q.	h _{ab,o}
Metan	46	16,04	20000	8060
Etan	48,8	30,07	20000	5210
Propan	42,4	44,1	20000	4000
n-Bütan	38	58,12	20000	3300
n-Pentan	33,7	72,15	20000	3070
İzopentan	33,3	72,15	20000	2940
n-Hekzan	29,7	86,18	20000	2840
n-Heptan	27,3	100,2	20000	2420
Siklohekzan	40,8	84,16	20000	2420
Benzen	48,9	78,11	20000	2730
Toluen	41,1	92,14	20000	2910
Difenil	38,5	154,12	20000	2030
Metano1	81	32,04	20000	2770
Etano1	63,8	46,07	20000	3690
n-Propano1	51,7	60,1	20000	3170
İzopropano1	47,6	60,1	20000	2920
n-Bütano1	49,6	74,12	20000	2750
İzobütanol	43	74,12	20000	2940
Aseton	47	58,08	20000	3270
R-11	44	137,4	20000	2690
R-12	41,6	120,9	20000	3290
R-13	38,6	104,5	20000	3910
R-13B1	39,8	148,9	20000	3380
R-22	49,9	86,47	20000	3930
R-23	48,7	70,02	20000	4870
R-113	34,1	187,4	20000	2180
R-114	32,6	170,9	20000	2460
R-115	31,3	154,5	20000	2890
R-123	36,7	152,9	20000	2600
R-134a	40,6	102	20000	3500
R-152a	45,2	66,05	20000	4000
R-226	30,6	186,5	20000	3700
B 227	20.2	170	20000	2800

 $\label{eq:cizelge 2.2 Steiner ve Taborek standart çekirdekli kaynama katsayıları (Steiner,D. ve Taborek, J., 1992) (p_{crit}=[bar] M=[kg/kmol] q_o=[W/m^2] h_{nb,o}=[W/m^2K])$

$$F_{nb} = F_{pf} \left(\frac{q}{q_o}\right)^{nf} \left(\frac{d_i}{d_{io}}\right)^{-0.4} \left(\frac{R_p}{R_{p,o}}\right)^{0.133} F(M)$$
(2.42)
Çekirdekli kaynama düzeltme faktörü, 1sı akısı, boru çapı, yüzey pürüzlülüğü ve moleküler ağırlık etkilerini formülde gösterir. Burada $R_{p,o}=1\mu m$, $d_{io}=0.01 m$ ve q_o değerleri Çizelge 2.2 de verildiği gibidir. Basınç düzeltme faktörü F_{pf} ise

$$F_{pf} = 2.816 p_r^{0.45} + \left[3.4 + \left(\frac{1.7}{1 - p_r^{7}} \right) \right] p_r^{3.7}$$
(2.43)

şeklindedir. Çekirdekli kaynama üssü nf ise

$$nf = 0.8 - 0.1\exp(1.75\,p_r) \tag{2.44}$$

ile ifade edilmiştir. Moleküler düzeltme katsayısı,

$$F(M) = 0.377 + 0.199 \ln(M) + 0.000028427M^2$$
(2.45)

dir. Bu modelin veri tabanı 10.262 veri noktasından oluşan su, 2345 veri noktasından oluşan dört soğutucu akışkan (R–11, R–12, R–22, R–113), yedi hidrokarbon (benzen, n-pentan, n-heptan, metanol, etanol ve n-butanol), üç dondurucu kimyasal madde (nitrojen, hidrojen ve helyum) ve amonyaktan oluşmuştur.



Şekil 2.26 Steiner ve Taborek denklemi Su 1 atm G=478.93 [kg/m²s] q=3410.83[kW/m²] Δ Tsat=10 °C



Şekil 2.27 Steiner ve Taborek denklemi R–290 1 atm G= 290.7[kg/m²s] q=648.56[kW/m²] Δ Tsat=117°C



Şekil 2.28 Steiner ve Taborek denklemiR-134a1 atm $\ G=\!688.35~[kg/m^2s]$ q=851.638[kW/m^2] $\Delta Tsat=\!105^{\circ}C$

2.3 Yatay Borularda Kaynamalı Akış

Yatay borularda oluşan kaynamalı akış rejimleri Şekil 2.29'daki gibidir.



Şekil 2.29 Collier ve Thome (Collier John G. ve Thome John R, 1994) tarafından oluşturulan yatay borular için akış rejimleri

Yerçekiminin etkisiyle sıvı ve buhar faz dağılımı asimetrik bir şekilde oluşur. Bu da dikey akışa nazaran yeni bir hesaplama yöntemi gerektirir. Dikey borulardaki kaynamayı yatay borulardakinden ayıran en önemli ve en karmaşık fark boru gövdesinin aralıklı ya da tamamen kuruması olasılığıdır. Halkalı akış bölgesinde sıvı tabaka borunun alt bölgesinde daha yoğun olduğundan bu durum kuruluk bölgesinin başladığını ve akış doğrultusunda devam ettiğini göstermektedir. Fakat dalgalı akış bölgesinde borunun üst kısmı dalgalar tarafından ıslatılırsa bu bölge periyodik olarak kuru kalır ya da bu olay gerçekleşmezse tamamen kuru kalabilir. Bu dalgalar duvar gövdesi dibinde ince sıvı tabakalar meydana getirip bu bölgeler bir dahaki dalgaya kadar buharlaşıp ısı transferini meydana getirirler.

2.3.1 Kattan-Thome-Favrat akış rejimi bazlı buharlaşma modeli

Geçerliliği en fazla olan model olan Kattan-Thome-Favrat (Kattan, N., Thome, J.R ve Favrat, D., 1998c.) modeli yerel akış rejimlerinin bir fonksiyonu olarak oluşturulmuştur(Collier ve Thome, 1994). Bu model yine Kattan-Thome ve Favrat'ın önerdiği akış rejimi modeli üzerine oturtulmuştur. Akış rejimi modeli tam katmanlı akış, katmanlı-dalgalı akış, kesikli akış, halkalı akış ve kısmi kuruluk içeren halkalı akış çeşitlerini içerir. Kesikli akış, dolgulu ve katmanlı akışı içeren bir akış rejimi biçimidir. Karmaşık yapısından dolayı halkalı akış rejimine dahil edilmesi hesap kolaylığı sağlamıştır. Yine bu bakış açısından kısmi kuruluk içeren halkalı akış, katmanlı-dalgalı akış içinde değerlendirilecektir. Baloncuklu ve sisli akış ise modellenmemiştir.



Şekil 2.30 Buhar ve sıvı bölgelerin boru içindeki kesit alanları, tabakalı ve kuru bölge açıları ve sıvı film kalınlığı

Şekil 2.30'de görüldüğü gibi tam katmanlı akış borunun alt tarafından akan sıvı ile karakterize edilir. Sıvının üst tarafından meydana gelen buhar tabakası düz bir yüzeyle ayrılmıştır. Sıvı film tabakasına olan ısı transferi film kalınlığı (δ) ile birlikte meydana gelmiştir. Film kalınlığının kesit alanı (A₁) sıvının katmanlı (tabakalı) bölgedeki alanına eşittir. Halkalı akışta film kalınlığı bütün tüp etrafında eşittir. Bu modelin özet olarak formüle edilmesi

$$h_{ip} = \frac{d_i \theta_{kuru} h_{buhar} + d_i (2\pi - \theta_{kuru}) h_{islak}}{2\pi d_i}$$
(2.46)

şeklindedir (Kattan, N., Thome, J.R ve Favrat, D., 1998c.). θ_{kuru} borunun kuru çevresini temsil eder ve h_{buhar} ile bağlantılıdır. Islak ısı transferi katsayısı ise (h_{ıslak}) çekirdekli ve konvektif kaynamanın birleşimi ile oluşur.

$$h_{slak} = (h_{nb}^{3} + h_{cb}^{3})^{1/3}$$
(2.47)

Cooper (Cooper, M.G., 1984) indirgenmiş basınç denklemini kullanarak çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısını hesapladı.

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} (-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67}$$
(2.48)

Konvektif kaynama ısı transferi katsayısı ise

$$h_{cb} = 0.0133 \left[\frac{4\dot{m}(1-x)\delta}{(1-\varepsilon)\mu_L} \right]^{0.69} \left[\frac{c_{pL}\mu_L}{k_L} \right]^{0.4} \frac{k_L}{\delta}$$
(2.49)

şeklinde bulunur.

Faz hacim oranı (ε) Rouhani-Axelsson (Rouhani, Z. ve Axelsson, E., 1970) tarafından dikey borular için tanımlanmıştır. Steiner (1993) bu korelasyonu yatay borular için modifiye etmiş ve

$$\varepsilon = \frac{x}{\rho_g} \left\{ \left[1 + 0.12(1-x) \right] \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} \right) + \frac{1.18}{\dot{m}} \left[\frac{g\sigma(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{0.25} (1-x) \right\}^{-1}$$
(2.50)

şeklini almıştır. Buhar fazı ısı transferi katsayısı h_{buhar} ise

$$h_{buhar} = 0.023 \left[\frac{\dot{m} x d_i}{\varepsilon \mu_G} \right]^{0.8} \left[\frac{c_{pg} \mu_g}{k_g} \right]^{0.4} \frac{k_g}{d_i}$$
(2.51)

gibidir. Kuruluk açısı (θ_{kuru}), tabakalı ve kısmi kuruluk içeren halkalı akış rejimler için sabittir. Kesikli ve halkalı akış rejimleri içinse tüp çevresi her zaman kurudur ve kuruluk açısının sıfır olması önerilir.

AL faz hacim oranı kesit alanı olarak adlandırılır ve

$$A_L = A(1 - \varepsilon) \tag{2.52}$$

şeklinde ifade edilir. Tam katmanlı(tabakalı) rejim için, katmanlı(tabakalı) açı (θ_{tabaka}) aşağıdaki gibi tanımlanır.

$$A_{L} = 0.5r_{i}^{2} \left[(2\pi - \theta_{tabaka}) - \sin(2\pi - \theta_{tabaka}) \right]$$
(2.53)

Bu denklem iteratif bir çözüm içerir ve çözüm için Newton-Raphson iterasyonu önerilir. Kuruluk açısı (θ_{kuru}), en düşük limit olan $\theta_{kuru} = 0$ 'dan, halkalı akışta m_{high} kütlesel hızıyla, maksimum değer olan $\theta_{kuru} = \theta_{tabaka}$ açısına, tam katmanlı akışta m_{low} kütlesel hızıyla uzanır. Kesikli ve halkalı akış ile katmanlı(tabakalı) dalgalı akış rejimi arasındaki geçiş sınırı olarak m_{wavy} eğrisi kullanılırken(m_{high}) m_{strat} eğrisi ise m_{low} olarak formülde kullanılır. Bütün bu kabuller Kattan-Thome-Favrat akış rejimi modeline göre öngörülmüştür (Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998a).

x<x_{max} iken

$$\theta_{kuru} = \theta_{tabaka} \frac{(\dot{m}_{high} - m)}{(\dot{m}_{high} - m_{low})}$$
(2.54)

şeklinde hesaplanırken x>x_{max} iken

$$\theta_{kuru} = (2\pi - \theta_{\max}) \frac{(x - x_{\max})}{(1 - x_{\max})} + \theta_{\max}$$
(2.55)

şeklinde hesaplanır.



Şekil 2.31 x>x_{max} iken kuruluk açısını(θ_{kuru}) bulma gösterimi

Yukarıdaki şekilde görüldüğü gibi m_{high} , m_{wavy} ile m_{mist} kesişiminde buluşmuştur ve θ_{kuru} ise bu durumda (2.55) denklemindeki gibi hesaplanır.



Şekil 2.32 R290 akışkanı için akış rejimi haritası



Şekil 2.33 R290 akışkanı için akış rejimi bazlı ısı transferi katsayısı gösterimi



Şekil 2.34 R134a için akış rejimi haritası



Şekil 2.35 R134a için akış rejimi bazlı ısı transferi katsayısı gösterimi



Şekil 2.36 R123 için akış rejimi haritası



Şekil 2.37 R123 için akış rejimi bazlı ısı transferi katsayısı gösterimi

2.3.2 Kattan-Thome-Favrat modelinin soğutucu karışımlara uyarlanması

Sözü geçen buharlaşma modeli genel olarak saf akışkanlar için hazırlanmıştır. Bu modelin karışımlara uygun hale gelmesi için değişik katsayılar korelasyona eklenir. Eklenen katsayılar Thome (Thome, J.R., 1989)' un karışımlar için oluşturulan kaynama denklemine Cooper(1984) korelasyonunu eklemesiyle başladı. Bu korelasyon

$$F_{c} = \left\{ 1 + (h_{id} / q) \Delta T_{bp} \left[1 - \exp\left(\frac{-q}{\rho_{l} h_{fg} \beta_{L}}\right) \right] \right\}^{-1}$$
(2.56)

denklemiyle hesap edilir. Burada görüldüğü gibi zeotropik karışımlarda $\Delta T_{bp} > 0$ olduğu için F_c < 1.0 olduğu gözlenmektedir. Saf akışkanlar için $\Delta T_{bp}=0$ olduğundan F_c=1.0 olacaktır. Ardından bulunan F_c nin Cooper (Cooper, M.G., 1984) korelasyonuna katkısıyla

$$h_{nb} = 55 p_r^{0.12} (-\log_{10} p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} F_c$$
(2.57)

denklemi elde edilir. (2.56) denklemindeki h_{id} , (2.57) denkleminde F_c yerine 1.0 koyarak hesaplanır. Ayrıca deneysel β_L değeri 0.0003 m/s olarak belirlenmiştir.



Şekil 2.38 R404A için akış düzeni



Şekil 2.39 R404A için ısı transferi katsayısının buhar kalitesine bağlı ifadesi



Şekil 2.40 R407C için akış düzeni haritası



Şekil 2.41 R407C için ısı transferi katsayısının buhar kalitesine bağlı ifadesi

2.4 Soğutucu Akışkan Karışımları İçin Oluşturulan Diğer Korelasyonlar

2.4.1 Liu ve Winterton korelasyonu

Liu ve Winterton (Liu Z. ve R.H.S Winterton, 1991) boru içi ve annulus için oluşturulan kaynama denklemini önerdi. Bu model Kutateladze (Kutateladze, S.S., 1961)'nin oluşturduğu asimptotik modeli önermiştir ve

$$h_{tp} = \sqrt{(Eh_l)^2 + (Sh_{pool})^2}$$
(2.58)

şeklindedir. Burada E1 ve S1 ifadelerinin gösterimleri ise

$$E = \left[1 + x \Pr_{l}((\rho_{l} / \rho_{v}) - 1)\right]^{0.35}$$
(2.59)

$$S = (1 + 0.055E^{0.1} \operatorname{Re}_{l}^{0.16})^{-1}$$
(2.60)

gibidir. En sondaki ifade h_{pool} ise (2.23) denkleminden elde edilebilir.

2.4.2 Wattelet korelasyonu

Wattelet (Wattelet et al, 1994a) R12 ve R134a datalarını kullanarak asimptotik model üzerine oluşturduğu korelasyonunu önerdi.

$$h_{tp} = [h_{nb}^{2.5} + h_{bc}^{2.5}]^{1/2.5}$$
(2.61)

Burada çekirdekli kaynama denklemi h_{nb}

$$h_{nb} = 55M^{-0.5}q^{0.67}p_r^{0.12} \left[-\log_{10} p_r\right]^{-0.55}$$
(2.62)

şeklindedir . Konvektif ısı transferi katsayısı ise

$$h_{bc} = F_1 h_l R \tag{2.63}$$

denklemiyle ifade edilir . Burada

$$F_1 = 1 + 1.925 X_u^{-0.83} \tag{2.64}$$

$$R = 1.32 F r_l^{0.2} \qquad F r_l < 0.25 \tag{2.65}$$

$$R = 1$$
 $Fr_l > 0.25$

dir. Fr1 sayısı ise

$$Fr_{l} = (G / \rho_{l})^{2} / (9.80665d_{i})$$
(2.66)

denklemindeki gibi ifade edilir. Martinelli parametresi (X_{tt}) ve Sıvı faz ısı transferi taşınım katsayısı (h_l) önceden hesaplandığı gibidir.

2.4.3 Bivens ve Yokozeki korelasyonu

Bivens ve Yokozeki (Bivens, D.B and A. Yokozeki., 1994), Jung korelasyonu ve Wattelet korelasyonunun bir bileşimi olarak kendi korelasyonlarını önerdiler. R32/R125 ve R32/R125/R134a verilerinden oluşturulan korelasyon

$$h_{tp2} = h_{tp} / \left\{ 1 + h_{tp} T_{int} / q \right\}$$
(2.67)

şeklinde özetlenebilir. Burada T_{int}

$$T_{\rm int} = 0.175(T_{dew} - T_{bubble}) \left\{ 1 - \exp\left(-\frac{q}{1.3e - 4\rho_l h_{fg}}\right) \right\}$$
(2.68)

denklemiyle ifade edilmiştir. Çift fazlı ısı transferi katsayısı (h_{tp}) ise (2.61) denklemiyle tanımlanır. Çekirdekli kaynama ısı transferi katsayısı (h_{nb}) (2.62) denklemiyle. Konvektif ısı transferi katsayısı (h_{cb}) ise (2.63) denklemiyle hesaplanır. Burada F ve R değerleri

$$F = (0.29 + 1/X_{tt})^{0.85}$$

$$R = 2.838 F r_l^{0.2} \quad F r_l \le 0.25$$
(2.69)

$$R = 2.15 \qquad Fr_l > 0.25 \tag{2.70}$$

gibi hesaplanmıştır.



Şekil 2.42 R404A soğutucu akışkanı için korelasyonların karşılaştırılması



Şekil 2.43 R407C soğutucu akışkanı için korelasyonların karşılaştırılması

3-ÇİFT FAZLI AKIŞTA BASINÇ DÜŞÜMÜ

Çift fazlı akışta basınç düşümü tasarım parametrelerinin en başında gelir. Momentum değişimi basınç düşümü, statik basınç düşümü ve sürtünmeli basınç düşümü toplam basınç düşümünü oluşan temel elemanlardır. Bunlar kinetik ve potansiyel enerjilerin boru içindeki değişimi ile oluşur. İki fazlı basınç düşümlerini tahmin eden korelasyonların bulduğu değerler çok değişik sonuçlar vermektedir. Bunun sonucunda ise evaporatör ve kondenser performans değerleri düşecektir. Bundan dolayı en uygun korelasyonu seçip ısı değiştirgecini bu denkleme göre oluşturmak gerekmektedir.

3.1 Boru İçi Akış İçin Homojen Model

Homojen akışkan tek fazlı sıvı ile benzer özellikler gösterebilen bir yarıakışkandır. Homojen akışkan sıvı ve buhar fazın ortalama özellikleri ile karakterize edilir. Bu model

$$\Delta p_{toplam} = \Delta p_{statik} + \Delta p_{momentum} + \Delta p_{sürtünme}$$
(3.1)

şeklinde özetlenebilir. Statik basınç kaybı

$$\Delta p_{statik} = \rho_H g H \sin\theta \tag{3.2}$$

denklemindeki gibi özetlenebilir. Burada H dikey yükseklik, θ boru ile yatay düzlem arasındaki açıdır. ρ_{H} homojen yoğunluk olarak adlandırılır ve

$$\rho_H = \rho_L (1 - \varepsilon_H) + \rho_G \varepsilon_H \tag{3.3}$$

şeklindedir (Furutera M., 1986). Burada ε_H homojen faz hacim oranını temsil etmektedir. Denklemsel gösterimi ise

$$\varepsilon_{H} = \frac{1}{1 + \left(\frac{u_{g}(1-x)\rho_{g}}{u_{l}x\rho_{l}}\right)}$$
(3.4)

şeklindedir. Denklemde u_g/u_1 kayma oranı olarak adlandırılır ve homojen modelde bu oran 1.0'e eşittir. Birim uzunluktaki momentum basınç gradyanı gösterimi

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{mom} = \frac{d(\dot{m}/\rho_H)}{dz}$$
(3.5)

gibidir. Sürtünmeli basınç düşümü f_{tp} 'nin bir fonksiyonudur ve

$$\Delta p_{s\ddot{u}rt\ddot{u}nme} = \frac{2f_{tp}L\dot{m}^2}{d_i\rho_H}$$
(3.6)

ile gösterilir. Sürtünme faktörü f_{tp} ise Blassius denklemi ile ifade edilir .

$$f_{tp} = \frac{0.079}{\text{Re}^{0.25}} \tag{3.7}$$

Burada Reynolds sayısı

$$\operatorname{Re} = \frac{\dot{m}d_i}{\mu_{tp}} \tag{3.8}$$

ile ifade edilir. Ortalama vizkozite ise

$$\mu_{tp} = x\mu_G + (1 - x)\mu_L \tag{3.9}$$

dir. Bu korelasyon yüksek kütlesel hızlarda ve yüksek indirgenmiş basınçlar için kullanışlıdır. Dikkat edilmesi gereken nokta ise buhar kalitesinin boru uzunluğu boyunca aynı kalması gerektiğidir.



Şekil 3.1 Su için yatay boruda homojen model



Şekil 3.2 Su için dikey boruda homojen model



Şekil 3.3 R290 için dikey boruda homojen model



Şekil 3.4 R290 için yatay boruda homojen model



Şekil 3.5 R134A için yatay boruda homojen model



Şekil 3.6 R134A için dikey boruda homojen model

3.2 Boru İçi Akış İçin Ayrık Model

Boru içi akış için kullanılan çift fazlı modellerden olan ayrık model de statik basınç düşümü Δp_{statik} , momentum basınç değişimi Δp_{mom} ve sürtünmeli basınç düşümü $\Delta p_{\text{sürtünme}}$ etkilerinin birleşimi sonucu elde edilir. Statik basınç düşümü (3.2) denklemi ile bulunurken momentum değişimi basınç düşümü

$$\Delta p_{momentum} = \dot{m}^2 \left\{ \left[\frac{(1-x)^2}{\rho_L (1-\varepsilon)} + \frac{x^2}{\rho_G \varepsilon} \right]_{out} - \left[\frac{(1-x)^2}{\rho_L (1-\varepsilon)} + \frac{x^2}{\rho_G \varepsilon} \right]_{in} \right\}$$
(3.10)

eşitliğiyle bulunur (Feng F., Klausner J.F., 1997).

Ayrık akış modelinin temel felsefesi iki ayrı fazı ayrı olarak incelemektir. Açıklamak gerekirse boru içindeki her ayrı faz birbirinden bağımsız hareket etmelidir. Bu varsayımı sağlamak içinde faz hacim oranı (ε) kullanılmalıdır. Steiner (Steiner, D., 1993), Rouhani-Axelsson (Rouhani, Z. ve Axelsson, E, 1970.) modelini

$$\varepsilon = \frac{x}{\rho_G} \left[\left[1 + 0.2(1 - x) \left(\frac{gd_i \rho_L^2}{\dot{m}^2} \right)^{0.25} \right] \left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1 - x}{\rho_L} \right) + \frac{1.18(1 - x) \left[g\sigma(\rho_L - \rho_G) \right]^{0.25}}{\dot{m} \rho_L^{0.5}} \right]^{-1}$$
(3.11)

denklemine dönüştürdü.

3.2.1 Friedel korelasyonu

Friedel korelasyonu (Friedel, L., 1979) çift fazlı çarpanı

$$\Delta p_{siirtiinme} = \Delta p_L \Phi_{fr}^2 \tag{3.12}$$

 Δp_L 'yi hesaplamak için ise

$$\Delta p_L = 4 f_L (L/d_i) \dot{m}^2 (1/2\rho_L)$$
(3.13)

Sıvı sürtünme faktörü f_L ve Reynolds sayısı

$$f = \frac{0.079}{\text{Re}^{0.25}} \tag{3.14}$$

$$\operatorname{Re} = \frac{\dot{m}d_i}{\mu_L} \tag{3.15}$$

Çift faz çarpanı ise

$$\Phi_{fr}^{2} = E + \frac{3.24FH}{Fr_{H}^{0.045}We_{L}^{0.035}}$$
(3.16)

Fr_H, E, F and H değerleri sırayla

$$Fr_{H} = \frac{\dot{m}^2}{gd_i \rho_{H}^2}$$
(3.17)

$$E = (1-x)^2 + x^2 \frac{\rho_L f_G}{\rho_G f_L}$$
(3.18)

$$F = x^{0.78} (1 - x)^{0.224}$$
(3.19)

$$H = \left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{0.91} \left(\frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0.19} \left(1 - \frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0.7}$$
(3.20)

şeklindedir. Sıvı Weber sayısının (WeL) tanımı ise

$$We_L = \frac{\dot{m}^2 d_i}{\sigma \rho_H} \tag{3.21}$$

gibidir. Homojen yoğunluk ($\rho_{\rm \scriptscriptstyle H}$) buhar kalitesinin bir fonksiyonudur ve

$$\rho_H = \left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1 - x}{\rho_L}\right)^{-1} \tag{3.22}$$

denklemi ile gösterilir.



Şekil 3.7 Friedel korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.8 Friedel korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.9 Friedel korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.10 Friedel korelasyonu için dikey boruda R290



Şekil 3.11 Friedel korelasyonu için yatay boruda R134a



Şekil 3.12 Friedel korelasyonu için dikey boruda R134a

3.2.2 Lockhart ve Martinelli korelasyonu

Çift faz çarpanı üzerine kurulan bu metot Lockhart ve Martinelli (Lockhart, R. W. ve Martinelli, R. C., 1949) tarafından meydana getirilmiştir. İki faz çarpanlı sürtünmeli basınç düşümü faktörü sıvı ve buhar fazlar için

$$\Delta p_{\text{sürtünme}} = \Phi_{Ltt}^{2} \Delta p_{L} \tag{3.23}$$

$$\Delta p_{siirtiinme} = \Phi_{Gtt}^{2} \Delta p_{G}$$
(3.24)

 Δp_L değeri (3.13) denklemi ile hesaplanabilir fakat kütlesel hız katsayısına $(1-x)^2$ değeri eklenmelidir. Δp_G değeri ise

$$\Delta p_G = 4 f_G (L/d_i) \dot{m}^2 x^2 (1/2\rho_L)$$
(3.25)

ile hesaplanabilir. Sürtünme faktörü f_G ve f_L değerleri ise (3.14) denkleminde sırasıyla akışkanın buhar ve sıvı fiziksel özellikleri uygulanarak bulunur. Çift faz çarpanları ise

$$\Phi_{Ltt}^{2} = 1 + \frac{C}{X_{tt}} + \frac{1}{X_{tt}^{2}} \qquad \text{Re}_{L} > 4000 \qquad (3.26)$$

$$\Phi_{Gtt}^{2} = 1 + CX_{tt} + X_{tt}^{2} \qquad \text{Re}_{L} < 4000 \qquad (3.27)$$

şeklindedir . Martinelli parametresi (X_{tt}) ,

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0.1}$$
(3.28)

(3.26) ve (3.27) deki C parametresi, akışkanın bulunduğu faza göre oluşturulan bir parametredir ve Çizelge 3.1 de verilmiştir.

S1V1	Buhar	С
Türbülans	Türbülans	20
Laminar	Türbülans	12
Türbülans	Laminar	10
Laminar	Laminar	5

Çizelge 3.1 Akış rejimine göre C değerleri (Lockhart, R. W. ve Martinelli, R. C., 1949.)



Şekil 3.13 Lockhart ve Martinelli korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.14 Lockhart ve Martinelli korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.15 Lockhart ve Martinelli korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.16 Lockhart ve Martinelli korelasyonu için dikey boruda R290



Şekil 3.17 Lockhart ve Martinelli korelasyonu için yatay boruda R134a



Şekil 3.18 Lockhart ve Martinelli korelasyonu için dikey boruda R134a

3.2.3 Grönnerud korelasyonu

Grönnerud (Grönnerud, R., 1972) metodu soğutucu akışkanlar için oluşturulan ve çift faz çarpanına dayalı bir metottur.

$$\Delta p_{siirtiinme} = \Phi_{gd} \Delta p_L \tag{3.29}$$

Çift faz çarpanı modeli

$$\Phi_{gd} = 1 + \left(\frac{dp}{dz}\right)_{Fr} \left[\frac{\left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)}{\left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0.25}} - 1\right]$$
(3.30)

şeklindedir. Δp_L (3.13) denklemi ile hesaplanır. Sürtünmeyle oluşan basınç

gradyanı
$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{Fr}$$
 ile gösterilir ve sıvı Froude sayısının bir fonksiyonudur.

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{Fr} = f_{Fr} \left[x + 4 \left(x^{1.8} - x^{10} f_{Fr}^{0.5} \right) \right]$$
(3.31)

Eğer sıvı Froude sayısı Fr
L ≥ 1 ise, sürtünme faktörü $f_{\rm Fr}$ =1.0 'dür. Fakat Fr
 L<1 durumunda $f_{\rm Fr}$ değeri

$$f_{Fr} = Fr_L^{0.3} + 0.0055 \left(\ln \left(\frac{1}{Fr_L} \right) \right)^2$$
(3.32)

gibidir. Burada Fr_L sayısı

$$Fr_L = \frac{\dot{m}^2}{gd_i \rho_L^2} \tag{3.33}$$

ile tanımlanır.



Şekil 3.19 Grönnerud korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.20 Grönnerud korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.21 Grönnerud korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.22 Grönnerud korelasyonu için dikey boruda R290



Şekil 3.23 Grönnerud korelasyonu için yatay boruda R134a



Şekil 3.24 Grönnerud korelasyonu için dikey boruda R134a

3.2.4 Chisholm korelasyonu

Chisholm (Chisholm, D., 1973) yaptığı geniş çaplı araştırmalardan sonra ampirik bir metot önerdi. Metot iki fazlı sürtünmeli basınç düşümü gradyanı içerir.

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{siirtiinme} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_L \Phi_{Ch}^{2}$$
(3.34)

Sıvı ve buhar fazlar için sürtünmeli basınç düşümü gradyanı

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{L} = f_{L} \frac{2\dot{m}^{2}}{d_{i}\rho_{L}}$$
(3.35)

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_G = f_G \frac{2\dot{m}^2}{d_i \rho_G} \tag{3.36}$$

şeklindedir. Sıvı ve buhar fazlar için sürtünme faktörü (3.14) ve (3.15) denklemleriyle hesaplanır. Y parametresi ise basınç düşümü gradyanlarının oranıyla elde edilir ve

$$Y^{2} = \frac{\left(dp / dz\right)_{G}}{\left(dp / dz\right)_{L}}$$
(3.37)

ile gösterilir. Çift faz çarpanı ise

$$\Phi_{Ch}^{2} = 1 + (Y^{2} - 1) \left[B x^{(2-n)/2} (1-x)^{(2-n)/2} + x^{2-n} \right]$$
(3.38)

ile ifade edilir. Burada n=0.25 değeri deneysel olarak elde edilmiştir.

Chisholm parametresi B 0<Y<9.5 için

$$B = \frac{55}{\dot{m}^2} \qquad \dot{m} \ge 1900 \text{ kg/m}^2 \text{s}$$

$$B = \frac{2400}{\dot{m}} \qquad 500 \le \dot{m} \le 1900 \text{ kg/m}^2 \text{s} \qquad (3.39)$$

$$B = 4.8 \qquad \dot{m} < 500 \text{ kg/m}^2 \text{s}$$

9.5 < Y < 28 için B parametresi

$$B = \frac{520}{Y\dot{m}^{0.5}} \qquad \dot{m} \le 600 \text{ kg/m}^2 \text{s}$$

$$B = \frac{21}{Y} \qquad \dot{m} > 600 \text{ kg/m}^2 \text{s}$$
(3.40)

Y > 28 için B parametresi

$$B = \frac{15000}{Y^2 \dot{m}^2} \tag{3.41}$$



Şekil 3.25 Chisholm korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.26 Chisholm korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.27 Chisholm korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.28 Chisholm korelasyonu için dikey boruda R290



Şekil 3.29 Chisholm korelasyonu için yatay boruda R134a



Şekil 3.30 Chisholm korelasyonu için dikey boruda R134a
3.2.5 Bankoff korelasyonu

Bankoff 'un (Bankoff, S.G., 1960) önerdiği çift fazlı basınç düşümü homojen modelin bir uzantısı olarak tanımlanabilir. Çift fazlı sürtünmeli basınç düşümü gradyanı

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{\text{surtinnne}} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_L \Phi_{Bf}^{7/4}$$
(3.42)

şeklindedir. Sıvı faz sürtünmeli basınç gradyanı (3.35) denklemi ile hesaplanır. Çift faz çarpanı ise

$$\Phi_{Bf} = \frac{1}{1-x} \left[1 - \gamma \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \right]^{3/7} \left[1 + x \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} - 1 \right) \right]$$
(3.43)

$$\gamma = \frac{0.71 + 2.35 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)}{1 + \left(\frac{1 - x}{x}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)}$$
(3.44)



Şekil 3.31 Bankoff korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.32 Bankoff korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.33 Bankoff korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.34 Bankoff korelasyonu için dikey boruda R290



Şekil 3.35 Bankoff korelasyonu için yatay boruda R134a



Şekil 3.36 Bankoff korelasyonu için yatay boruda R134a

3.2.6 Chawla korelasyonu

Chawla (Chawla, J.M., 1967) korelasyonu buhar fazı basınç gradyanına göre oluşturuldu ve denklem

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sirriinme} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_G \Phi_{Chawla}$$
(3.45)

şeklinde özetlendi. Buhar fazı sürtünmeli basınç gradyanı (3.36) denkleminden elde edilir. Çift faz çarpanı ise

$$\Phi_{Chawla} = x^{1.75} \left[1 + S \left(\frac{1 - x \rho_G}{x \rho_L} \right) \right]^{2.375}$$
(3.46)

ile modellendi. Kayma oranı (S) ise

$$S = \frac{u_G}{u_L} = \frac{1}{9.1 \left[\frac{1 - x}{x} \left(\operatorname{Re}_G Fr_H \right)^{-0.167} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{-0.9} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{-0.5} \right]}$$
(3.47)

 Fr_H (3.17) denklemi ile hesaplanır ve Re_G ise (3.15) denklemiyle bulunur.



Şekil 3.37 Chawla korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.38 Chawla korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.39 Chawla korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.40 Chawla korelasyonu için dikey boruda R290



Şekil 3.41 Chawla korelasyonu için dikey boruda R134a



Şekil 3.42 Chawla korelasyonu için yatay boruda R134a

3.2.7 Müller – Steinhagen ve Heck korelasyonu

Müller-Steinhagen and Heck (Müller – Steinhagen, H. and Heck, K., 1986) sıvı ve buhar fazların ampirik interpolasyonu bazlı çift fazlı basınç düşümü gradyanını önerdi. Buna göre

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{\text{sürtlinnne}} = G(1-x)^{1/3} + Bx^3$$
(3.48)

gibidir. G değeri ise

$$G = A + 2(B - A)x$$
(3.49)

şeklindedir. A ve B sürtünmeli basınç düşümü gradyanlarıdır ve sırasıyla $(dp/dz)_L$, $(dp/dz)_G$ şeklinde ifade edilmektedir. Bu değerler (3.35) ve (3.36) denklemlerinden bulunur.



Şekil 3.43 Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için yatay boruda su



Şekil 3.44 Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için dikey boruda su



Şekil 3.45 Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için yatay boruda R290



Şekil 3.46 Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için yatay boruda R134a



Şekil 3.47 Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu için dikey boruda R134a

3.3 Zeotropik Karışımlar İçin Oluşturulan Korelasyonlar

Zeotropik karışımlar için oluşturulmuş olan korelasyonlar saf soğutucu akışkanlar için oluşturulanlardan biraz daha farklıdır. Aşağıda bu çeşit akışkanlar için oluşturulmuş korelasyonlar verilecektir.

3.3.1 Martinelli ve Nelson korelasyonu

Martinelli ve Nelson korelasyonu (Martinelli, R.C. and Nelson ,D.B., 1948) yatay borular için hazırlanmış ve en çok kabul görülen korelasyonlardan biridir . Çift faz basınç düşümü

$$\Delta P_{MN} = \frac{2f_{fo}G^2L}{D\rho_l} \left[\frac{1}{x} \int_0^x \phi_{fo}^2 dx \right] + \frac{G^2}{\rho_l} \left[\frac{x^2}{\alpha} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) + \frac{(1-x)^2}{(1-\alpha)} - 1 \right]$$
(3.50)

şeklinde ifade edilmiştir. Burada pürüzsüz borular için hazırlanmış Blasius sürtünme katsayısı

$$f_{fo} = 0.079 \,\mathrm{Re}^{-0.25} \tag{3.51}$$

gibi gösterilmektedir. Lokal çift fazlı sürtünme çarpanı ϕ_{fo}^2 ifadesinin gösterimi

$$\phi_{f_0}^2 = \phi_l^2 (1-x)^{1.75} \tag{3.52}$$

denklemdeki gibi olmakla birlikte ϕ_l ifadesi

$$\phi_l = \left(1 + \frac{1}{x^{0.5}}\right)^2 \tag{3.53}$$

denklemindeki gibi tanımlanmıştır. Bu denkleme özel olarak tanımlanan faz hacim oranı ise

$$\alpha = (1 + x^{0.8})^{-0.378} \tag{3.54}$$

gibidir.

3.3.2 Jung ve Radermacher korelasyonu

Jung ve Radermacher (Jung D.S. ve R.Radermacher., 1989) R12, R22, R114, R152a ve R12/R152a akışkanlarını inceleyerek korelasyonlarını meydana

getirdi. Bu korelasyon Martinelli ve Nelson korelasyonu'nun geliştirilmiş bir modelidir.

$$\Delta P_{tp} = \frac{2f_{fo}G^{2}L}{D\rho_{l}} \left[\frac{1}{\Delta x} \int_{x1}^{x2} \phi_{tp}^{2} dx \right] + \frac{G^{2}}{\rho_{l}} \left[\frac{x^{2}}{\alpha} \left(\frac{\rho_{l}}{\rho_{v}} \right) + \frac{(1-x)^{2}}{(1-\alpha)} - 1 \right]$$
(3.55)

şeklinde ifade edilen denklemde f_{f_0} değeri (3.51) denkleminden elde edilebilir. Çift faz çarpanı ise buhar kalitesi ve indirgenmiş basıncın bir fonksiyonu olarak.

$$\phi_{tp}^2 = 30.78x^{1.323}(1-x)^{0.477} P_r^{-0.7232}$$
(3.56)

denklemiyle ifade edilir.

3.3.3 Souza ve Pimenta korelasyonu

Souza ve Pimenta (Souza A.L. and M.M. Pimenta, 1995) R12, R22, R134a, R152a, R22/R152/R124a akışkanları üzerinde çalıştı ve Chisholm'un (Chisholm, D., 1973) oluşturdu modelin geliştirilmiş bir versiyonu olarak

$$\Delta P_{tp} = \frac{2f_{fo}G^{2}L}{D\rho_{l}} \left[\frac{1}{\Delta x} \int_{x1}^{x2} \phi_{tp}^{2} dx \right] + \frac{G^{2}}{\rho_{l}} \left[\frac{x^{2}}{\alpha} \left(\frac{\rho_{l}}{\rho_{v}} \right) + \frac{(1-x)^{2}}{(1-\alpha)} - 1 \right]$$
(3.57)

denklemini önerdi. Bu denklemde yine sürtünme faktörü (3.51) denkleminden bulunabilir. Çift faz çarpanı ϕ_{tp} ise

$$\phi_{tp}^2 = 1 + \left(\Gamma^2 - 1\right) x^{1.75} (1 + 0.9524 \Gamma X_{tt}^{0.4126})$$
(3.58)

denklemindeki gibidir. Bu denklemde Γ simgesi

$$\Gamma = \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0.125}$$
(3.59)

ifadesi ile gösterilmiştir. Martinelli parametresi (X_{tt}) (2.10) denkleminde hesaplandığı gibidir. Sürtünme faktörü yine (3.51) denkleminden bulunabilir.



Şekil 3.48 R410 akışkanı için denklemlerin karşılaştırılması



Şekil 3.49 R407C akışkanı için denklemlerin karşılaştırılması



Şekil 3.50 R404A akışkanı için denklemlerin karşılaştırılması

4-ÇİFT FAZLI AKIŞ REJİMLERİ

Çift fazlı akışta kanal içindeki sıvı ve buhar faz dağılımı ısı transferi ve basınç düşümü parametrelerinin belirlenmesinde başrol oynar. Yeni üretilen kaynama modelleri akış rejimine bağlı olduğundan son yıllarda akış profillerinin önemi daha da artmıştır. Bundan dolayı çift faz akış rejimi haritaları düzenlenmiş ve ısı transferinin hesaplanmasında (özellikle yatay borularda) daha çok önem kazanmıştır (Kondo, M. ve Nakajima, K.J., 1980).

4.1 Dikey Borularda Akış Rejimleri

Dikey borularda sıvı ve gaz fazda akış çeşitli rejimlerde ortaya çıkmaktadır.

• **Baloncuklu akış rejimi:** Buhar faz sıvı faz içerinde dağılırken çok sayıda baloncuk meydana gelir. Baloncuklar boyut ve şekil olarak değişebilir fakat genel olarak küre şeklindedir.

• Kurşun şeklinde akış rejimi: Artan buhar kaliteleriyle birlikte küçük baloncuklar birleşerek daha büyük baloncuklar oluşur. Bu oluşan baloncukların boyutları neredeyse borunun çapı kadardır. Meydana gelen baloncukların şekli kurşuna benzediğinden böyle bir isim almıştır.

•Çalkalı akış rejimi: Akış hızının artmasıyla akış profilleri düzensizleşmeye başlar. Akış yukarıya doğru hareket ederken buhar fazı yukarı ve aşağı doğru osilasyon hareketi yaparak ilerler. Bu düzensizlik yerçekimi ve baloncuklarla sıvı film arasında oluşan kayma gerilmelerini sonucu olarak ortaya çıkar. Çalkalı akış halkalı akış rejimi ile kurşun şeklinde olan akış rejimi arasında kalmış bir ara rejimdir. Küçük çaplı borularda çalkalı akış meydana gelmeyebilir ve direk olarak halkalı akış rejimine geçebilir.

• Halkalı akış rejimi: Yüksek hızlı buhar fazının oluşturduğu kayma gerilmesinden oluşan kuvvetler baskın hale geldiğinde ve bu kuvvetler yerçekimini yendiğinde sıvı faz duvar kenarında ince bir film tabakası oluşturur. Bu sırada buhar fazı ise borunun merkezinde hareketini devam ettirmektedir. Bu iki faz arasındaki ara yüzey yüksek frekansta oluşan dalgalar ile hareketlenir. Bu akış rejimi diğer rejimlere göre daha düzenlidir ve bundan dolayı çift fazlı akış için en uygun akış rejimidir (Kondo, M. ve Nakajima, K.J., 1980).

• İnce halkalı akış rejimi: Akış hızları daha da arttığında akışkanın içindeki damlacıklar birbirilerine bağlı bir yapı içerisine girer ve bu akış şekli oluşur.

• Sisli akış rejimi: Çok yüksek buhar hızlarında oluşan kayma kuvvetleri halkalı rejimi ortadan kaldırır ve sıvı damlalar buhar fazın içinde çözünmeye başlar. Sisli akışta oluşan damlacıklar gözle görülemeyecek kadar küçüktür.



Şekil 4.1 Dikey borularda çift fazlı akış rejimleri.

4.2 Yatay Borularda Akış Rejimleri

Yatay borularda oluşan akış rejimleri dikey borulardakine benzerdir fakat yerçekiminin etkisiyle oluşan sıvı dağılımı, sıvı fazın alt tarafta gaz fazın üst tarafta oluşmasını sağlar(Kondo, M. ve Nakajima, K.J., 1980).

• Baloncuklu akış: Buhar baloncukları kaldırma kuvvetinin (yoğunluk farkının) etkisiyle borunun üst kısmında toplanır. Kayma gerilmelerinin baskın hale geldiği durumlarda baloncuklar boruda dağılma eğilimindedir . Yatay akışlarda bu rejim yüksek kütlesel hızlarda meydana gelir .

• **Tabakalı akış:** Düşük sıvı ve buhar fazlarında, iki ayrı fazın dağılımı belirgin hale gelir. Buhar faz yukarıda hareket ederken, sıvı faz aşağıda kalır. Bu sebepten sıvı ve buhar fazlar tam olarak tabakalanmıştır.

• Tabakalı-dalgalı akış: Tabakalı akışta gaz fazının hızının artmasıyla, sıvı buhar ara yüzeyinde dalgalar oluşur ve bu dalgalar akış doğrultusunda hareket eder. Dalgaların büyüklüğü sıvı ve buhar fazının hızlarıyla orantılıdır. Oluşan dalgalar borunun üst kısmına vurduktan sonra orada ince bir sıvı film tabakası oluşturur.

• Kesikli akış: Buhar hızının daha da artmasıyla oluşan dalgaların boyu borunun üst tarafını suyla süpürecek düzeye gelmiştir. Bu akış rejimi büyük ve küçük genlikteki dalgalar ile borunun üst tarafının kesikli yani aralıklı olarak yıkanmasıyla karakterize edilir. Kesikli akış, kurşun şeklindeki akış rejimiyle ve uzatılmış baloncuklu akış rejiminin birleşmesinde oluşan bir rejimdir.

• *Uzatılmış baloncuklu akış*: Bu akış rejimi buhar fazındaki baloncuklar tarafından ayrılmış sıvı bulundurmaktadır. Uzatılmış baloncukların çapları boru çapından küçüktür ve sıvı faz bu baloncukların altında sürekli hareket halindedir.

•*Kurşun şeklinde akış:* Yüksek buhar hızlarında, uzatılmış baloncuklar bu hızda boru çapına eşit boyuttadır.

• Halkalı akış: Daha yüksek buhar fazı hızlarında sıvı faz borunun çevresinde sürekli halkalı bir film tabakası oluşturur. Bu rejim dikey akıştaki halkalı akışa benzerdir fakat burada sıvı faz alt tarafta yerçekimi etkisiyle daha kalındır. Sıvı halkasal film tabakası ile buhar fazı arasındaki ara yüzey küçük çaplı dalgalarla bölünmüştür. Yüksek buhar kalitelerinde ince film kaplı olan boru üst tabakası ilk önce kurumaya başlar.

• Sisli akış: Yüksek buhar hızlarında, dikey akışa benzer şekilde, bütün sıvı faz boru duvarından ayrılır ve küçük damlacıklar halinde sürekli buhar fazında hareketine devam eder.



Şekil 4.2 Yatay borularda çift fazlı akış rejimleri(Kondo, M. ve Nakajima, K.J., 1980).

4.3 Kaynama Altı Akış Rejimi

Boru içi akıştaki ısı transferi, sıvı faz ve boru çeperinin doyma sıcaklıklarının altında kalması durumunda tek fazlı sıvı olarak gerçekleşir. Duvar sıcaklığı doyma sıcaklığını geçtiğinde, boru yüzeyi karakteri ve ortam koşullarının şartlarına bağlı olarak kaynama meydana gelebilir. Bu sırada sıvı hala kaynama altı bölgede kalmış olabilir. Bu şartlarda oluşmuş kaynamaya "*kaynama altı akış kaynaması*" adı verilir.

Şekil 4.3 kaynama altı bulunan bölgenin bazı önemli kısımlarını göstermiştir. **A** bölgesinde sıvı kaynama altı şartlardadır çünkü duvar ve sıvı sıcaklıkları doyma sıcaklığının altındadır. Tek fazlı sıvı fazında ısı transferi katsayısı (h₁) sabittir ve duvar sıcaklığı sıvı sıcaklığıyla paralel şekilde hareket eder. **B** noktasında ise duvar sıcaklığı sıvı doyma sıcaklığına erişir fakat baloncuk oluşumu meydana gelmez. Baloncuk oluşumunun meydana gelmesi için duvar sıcaklığının biraz daha artması gerekmektedir. **C** noktasında ilk baloncuklanma meydana gelir ve buraya "*çekirdeklenmeye başlangıç noktası (ONB)*" adı verilir. Duvar sıcaklığı çekirdeklenme (baloncuklanma) alanları arttıkça dengelenmeye ve sabit bir değer almaya başlar. Çekirdeklenmenin daha da artmasıyla çekirdekli kaynama etkisi artmaya tek fazlı konvektif ısı transferi yok olmaya başlar.

Buraya "*kısmi kaynama bölgesi*" adı verilir. **E** noktasında konvektif etki tamamen son bulurken "*Tam gelişmiş kaynama (FDB)*" meydana gelir. Duvar kenarında çekirdeklenen baloncuklar kaynama altı tutulmuş sıvının etkisinden dolayı daha fazla büyüyemez ve ince bir baloncuk tabakası duvarda oluşur. Akış doğrultusunda hareket eden sıvının sıcaklığı yükseldikçe bu tabakada çekirdeklenme daha da artar. **G** noktasında baloncuklar duvar yüzeyinden ayrılmaya ve akış yönünde hareket etmeye başlar. G noktasına "*Net buhar üretim noktası (NVG)*" da denir. Bu bölgeden sonraki bölgeler, çift fazlı akışın başladığı bölgelerdir. **H** noktasında ise sıvı doyma noktasına ulaşır. Fakat sıvı tam dengeye ulaşamadığı için sıcaklık gösterimi kesikli çizgilerdeki gibi meydana gelir.



Şekil 4.3 Kaynama altı tutulan bölgede akış rejimleri (Kandlikar ve Masahiro, 1999)

4.3.1 Kaynama altı tutulan bölgede çekirdekli kaynama süreci

Duvar sıcaklığı yerel doyma sıcaklığının altında kaldığı sürece çekirdekli kaynama meydana gelmez. Bu sırada baloncuklar duvar yüzeylerinde çekirdeklenmeye hazır durumda beklemektedir. Çekirdeklenmenin oluşması için gerekli kızdırmanın oluşması gerekmektedir. Kaynama başladığında çekirdeklenmeyi meydana getirecek kızdırma duvar içindeki boşlukların içindeki buharların varlığından dolayı düşük seviyededir. Bu etkiye "*Histersis etkisi*" adı verilir.

Histersis etkisinin yokluğunda Hsu ve Graham (Hsu, Y. Y. ve Graham, R. W., 1961) çekirdeklenme kriteri önermiş ve bu birçok araştırmacı tarafından uygun bulunmuştur. Bergles ve Rohsenow grafiksel bir çekirdeklenme kriteri önermiş ve deneysel bir korelasyon ortaya koymuşlardır (Kandlikar ve Masahiro, 1999). Hsu (Hsu,Y.Y., 1962), Sato ve Matsumura (Sato, T. and Matsumura, H., 1964) $\Delta T_{sat,ONB}$ ve \dot{q}_{ONB} için bir korelasyon önermişlerdir.

$$\Delta T_{sat,ONB} = \frac{4\sigma T_{sat} v_{fg} h_l}{k_l h_{fg}} \left[1 + \sqrt{1 + \frac{k_l h_{fg} \Delta T_{sub}}{2\sigma T_{sat} v_{fg} h_l}} \right]$$
(4.1)

$$\dot{q}_{ONB} = \left[k_l h_{fg} / (8\sigma v_{fg} T_{sat}) \right] \left[\Delta T_{sat,ONB} \right]^2$$
(4.2)



Şekil 4.4 Çekirdekli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının ΔT_{sub} ile olan bağıntısı (R134a)



Şekil 4.5 Çekirdekli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının ΔT_{sub} ile olan bağıntısı (Su)



Şekil 4.6 Çekirdekli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının ΔT_{sub} ile olan bağıntısı (R290)

4.3.2 Kaynama altı tutulan bölgede ısı transferi

Kaynama altı tutulan bölgede meydana gelen ısı transferinin çekirdekli kaynama eksenli oluştuğu bölgeye "*Tam gelişmiş kaynama bölgesi*" adı verilir. Bu bölgeden sonra meydana gelen ısı transferi için bugüne kadar bir çok çalışma yapılmıştır (Kandllikar ve Masahiro, 1999). Jens ve Lottes (Jens, W. H. and Lottes, P. A., 1951) su datasını kullanarak ilk korelasyonu düzenledi. Bu korelasyon diğer araştırmacılar tarafından düzenlendi ve sonunda

$$T_{sat} = 25\dot{q}^{0.25} \exp(p/62) \tag{4.3}$$

Burada p bar, q MW/m² ve T ise K cinsindedir. Thorn (Thorn et al., 1965) bu korelasyonu yetersiz gördü ve yine su veritabanı kullanarak

$$T_{sat} = 22.65q^{0.25} \exp(p/87) \tag{4.4}$$

korelasyonunu önerdi. Bu korelasyon için de p bar, q MW/m² ve T ise K cinsindedir. Mikic ve Rohsenow (Mikic, B . B. and Rohsenow, W. M. 1969) su veritabanını kullanarak ve yüzey etkilerini dahil ederek havuz kaynama için yeni bir korelasyon önerdi.

$$\dot{q} = 0.000189 g^{0.5} h_{fg}^{0.5} \rho_l^{17/8} c_{p,l}^{19/8} \rho_g^{1/8} (\Delta T_{sat})^3 / \left[\sigma^{9/8} (\rho_r \rho_g)^{5/8} T_{sat}^{1/8} \right]$$
(4.5)

Shah (Shah, M. M., 1977) R–11 ve R–12, R–113, su ve diğer akışkanlar için $\dot{q} = [230(\dot{m}h_{fo})^{-0.5}h_t\Delta T_{sat}]^2$ (4.6)

denklemini önerdi. Burada h₁ Dittus-Boelter korelasyonundan elde edilebilir. Kandlikar (Kandlikar et all, 1997) su ve soğutucu akışkanlar için hazırlanmış geniş çaplı bir korelasyon hazırladı. Kandlikar hazırladığı korelasyona göre ısı akısı (q) ΔT_{sat} ' in bir fonksiyonudur ve

$$\dot{q} = \left[1058(\dot{m}h_{fg})^{-0.7} F_{fl}h_l \Delta T_{sat}\right]^{1/0.3}$$
(4.7)

şeklinde gösterilir. h_1 Gnielinski ,Petukhov ve Popov denklemlerinden bulunur. F_{f1} sıvı-yüzey parametreleri ise Çizelge 2.1 den elde edilebilir. Bu korelasyon önceki oluşturulanlara uyumludur ve konveksiyon etkisi ısı transferinde yok sayılmıştır. Kandlikar korelasyonuna göre bazı akışkanların kaynama altı bölgedeki ısı transferi aşağıdaki gibidir.



Şekil 4.7 Duvar sıcaklığı vs kaynama altı bölgede oluşan ısı transferi (Su)



Şekil 4.8 Duvar sıcaklığı vs kaynama altı bölgede oluşan ısı transferi (R290)



Şekil 4.9 Duvar sıcaklığı vs kaynama altı bölgede oluşan ısı transferi (R134a)

4.3.3 Kaynama altı tutulan bölgede tam gelişmiş kaynamanın başlangıcı

Şekil 4.10 sabit bir ΔT_{sub} sıcaklık farkında oluşan q vs. T_{wall} grafiğini göstermektedir. **A-B** tek fazlı bölgede kalır ve çekirdekli kaynamanın başlama sıcaklığına erişilmesiyle **C** noktasına erişilir. **E** noktası tam gelişmiş kaynamanın başlamış olduğu noktadır. Bu model Bowring (Bowring, W. R., 1962) tarafından önerilmiştir ve çoğu araştırmacı tarafından doğruluğu kabul görmüştür (Kandlikar ve Masahiro, 1999). **F** noktasının belirlenmesi için q_F ısı akısı değerini bulmak gerekmektedir. Bu değeri bulmak için ise

$$1058F_{fl}(\dot{m}h_{fg})^{-0.7}\dot{q}_F - \dot{q}_F^{0.3} - 1058h_l F_{fl}(\dot{m}h_{fg})^{-0.7}\Delta T_{sub} = 0$$
(4.8)

denklemi ile mümkündür. (4.8) 'in çözümü için iteratif bir yöntem izlenmelidir. q_F değeri bulunduktan sonra q_E 1s1 akıs1 değeri (tam gelişmiş kaynamanın başlangıcı)

$$\dot{q}_E = 1.4 \dot{q}_F \tag{4.9}$$

bağıntısı ile bulunabilir. Bu değerdeki duvar sıcaklığı ise (4.7) denkleminden bulunabilir.



Şekil 4.10 Kısmi kaynama eğrisi (Kandlikar ve Masahiro, 1999)

Kısmi kaynama bölgesi: Çekirdekli kaynamanın başladığı C noktası ve tam gelişmiş kaynamanın başladığı E noktası arasındaki bölgededir. E noktasındaki ısı akısı (4.9) denklemiyle bulunur. C noktasındaki ısı akısı (4.1) ve (4.2) denklemleriyle elde edilir. B-E arası kısmi kaynama bölgesi ısı transferi

$$\dot{q} = a + b(T_{wall} - T_{sat})^m \tag{4.10}$$

denklemiyle elde edilir (Kandlikar ve Masahiro, 1999). Denklem sabitleri olan a ve b değerler ise

$$a = \dot{q}_c - b(\Delta T_{sat,C})^m \tag{4.11}$$

$$b = \frac{\dot{q}_E - \dot{q}_C}{\left(\Delta T_{sat,E}\right)^m - \left(\Delta T_{sat,C}\right)^m}$$
(4.12)

bağıntılarıyla bulunur. Burada m=1/0.3 alınabilir. $\Delta T_{sat,C}$ (4.1) denklemiyle $\Delta T_{sat,E}$ ise bilinen q_E için (4.7) denkleminden elde edilir.



Şekil 4.11 Su için kısmi kaynama bölgesi tayini



Şekil 4.12 R134a için kısmi kaynama bölgesi tayini

Net buhar üretim noktası: Kaynama altı tutulan bölgede buhar üretiminin kayda değer bir boyuta ulaştığı noktadır. Kandlikar (Kandlikar et all., 1997)'a göre çift fazlı akış etkileri bu noktadan donra daha da belirginleşir. Bu bölgede termodinamik buhar kalitesi negatif olmasına rağmen dengelenmemiş buhar

kalitesi temelli faz oranı pozitif olmak zorundadır. Gerçek kütle oranı (x_a) dengelenememiş etkileri içeren buhar kalitesidir. Basınç düşümü, faz alanı oranı gibi değerlerin bulunmasında doğrudan etkilidir. Saha ve Zuber (Saha, P. ve Zuber, N., 1974) **G** noktasındaki termodinamik buhar kalitesini elde etmek için (x_{NVG}) korelasyon önerdi. Buna göre;

 $Re_LPr_L < 70000$ için

$$x_{NVG} = -0.0022 \frac{\dot{q}D}{\rho_l h_{fg} \alpha_l} = -0.0022 Bo \operatorname{Re}_L \operatorname{Pr}_L$$
(4.13)

(4.14)

 $Re_LPr_L > 70000$ için ise

$$x_{NVG} = -154Bo$$

bağıntılarıyla bulunur. Şekil 4.3' te de görüldüğü gibi duvar sıcaklıkları E ve G noktasında neredeyse aynı olduğundan (4.13)'teki q değeri q_E alınabilir. Gerçek kütle oranı (x_a) ise

$$x_{a} = \frac{x - x_{NVG} \exp(x / x_{NVG} - 1)}{1 - x_{NVG} \exp(x / x_{NVG} - 1)}$$
(4.15)

şeklinde ifade edilir. Burada x gerçek termodinamik kalitesini (buhar kalitesini) göstermektedir. Kaynama altı tutulan bölgede bu değer (x) negatiftir.

4.4 Sisli Akış (Kuruluk Sonrası Bölge) ve Kritik Isı Akısı

Bu rejim halkasal akış bölgesinin tamamen kuruduğu ve kalan sıvının damlacıklar halinde akışkanın içinde homojen olarak dağıldığı rejimdir. Bu akış bölgesinde buhar kalitesi 1.0 'den küçük fakat göreceli olarak büyüktür. Sisli akışa geçildiğini gösteren prosesler özetlenmiştir.

• Kritik ısı akısı: Boru duvarlarındaki kızdırma ya da ısı akısı çok yüksek bir dereceye ulaşır ve duvar kenarındaki halkasal akış yerini sürekli halkasal buhar akışına bırakır.

• Sıvı filmin kuruması: Halkasal filmdeki akışın tamamen buharlaşması ve buhar içindeki sıvı damlacıkları buharlaşma sürecine sokması sürecine denir.

• Sıvı filmin tamamen kaybolması: Belli bir noktadan sonra buharın sıvı film üzerinde yarattığı kayma gerilmeleri sonucu olarak kanal duvarlarındaki sıvı film tabakası yok olur. Bu durumda geriye kalan sıvı faz damlacıklar halinde buhar fazın içinde dağılır. Bu çeşit akışa "*Sisli akış*" denir. Sisli akış rejiminde kanal duvarlarının tamamen kuru olması beklenmez. Buhar içinde hareket eden sıvı tanecikler duvara çarpar ve geçici olarak duvarı ıslatır ya da geri vurarak buhara geri döner. Yatay borularda oluşan kuruluk bölgesi dikey borularda oluşan bölgeye göre daha farklıdır. Yerçekiminin etkisiyle borunun üst tarafında meydana gelen halkasal akış bölgesi daha incedir. Böylece kuruluk borunun üst kısmında daha çabuk meydana gelir.

Tipik olarak kuruluk bölgesi sonrası ısı transferi ıslak duvar rejiminkine oranla 1/10 ve 1/30 oranında düşüktür.

4.4.1 Kuruluk bölgesi sonrası ısı transferi mekanizmaları

Kuruluk bölgesi ısı transferi rejiminde iki çeşit buharlaşma prosesi meydana gelir. Bunlardan ilki "*dağınık akış*" rejimdir. Bu akış rejiminde buhar faz sürekli akış rejimindedir ve sıvı damlacıklar buhar fazın içinde dağılmış haldedir. İkinci proses ise "*ters halkasal akış*" rejimidir. Bu rejimde buhar kanal duvarlarında halkasal bir film oluşturur. Sıvı akışkan faz ise boru içinde sürekli akış halindedir. Dağınık akış rejimi halkasal film akışından hemen sonra meydana gelir.

Yatay ve eğimli tüplerde kuruluk boru içerisinde eşit dağılımlı meydana gelmez. Borunun üst tarafı kuruluk rejimindeyken alt tarafı daimi olarak ıslaktır. Bu durum dikey ya da eğimli eşit dağılımlı ısıtılmayan tüplerde de meydana gelir.

Kuruluk bölgesi sonrası ısı transferi mekanizmaları sırası ile gösterilmiştir.

• Duvardan buhar faza ısı transferi: Isı duvardan sürekli buhar faza taşınım yoluyla dağınık akış rejiminde geçer. Ters halkasal rejiminde ise ısı buhar filmden sıvı ara yüzeyine iletim yoluyla geçer.

• Duvardan sıvı damlacığa ısı transferi: Duvara yapışan sıvı parçacıkları ince film buhar tabakası tarafından buharlaştırılır. Bir diğer mekanizma da duvar içindeki buharcık oluşumu gelişmişse burada oluşan baloncukların oluşturduğu çekirdekli kaynamadır.

• Buhar fazdan sıvı damlacığa ısı transferi: Isı buhar fazından sıvı damlacıklardaki doymuş sıvıya taşınım yoluyla geçer. Sıvı damlacığın çapı doyma sıcaklığının bir fonksiyonudur ve damlacığın çapı küçüldükçe buharlaşma süreci de zorlaşacaktır.

• Duvardan sıvı damlacığına ve buhara radyasyonla ısı transferi: Bu mekanizma sadece büyük kızdırmalarda oluşur. Buhar faz termal radyasyona duyarlıdır bu sebepten sıvı damlacıkları ısıyı emer iletir ve yansıtır.

4.4.2 Dikey borularda sisli akışta ısı transferi

Sisli akış rejimi için yapılan korelasyonlar Dittus-Boetler (Dittus, E.J. and Boetler, L.M.K., 1930) tek fazlı ısı transferinin birer modifikasyonudur.

4.4.2.1. Dougall ve Rohsenow metodu

Tek fazlı türbülanslı akış için Dittus-Boetler (Dittus, E.J. and Boetler, L.M.K.,1930) korelasyonunu kullanmak uygundur.

$$Nu = a \operatorname{Re}^{b} \operatorname{Pr}^{c} \tag{4.16}$$

Burada a=0.023, b=0.8 ve c=0.4 değerlerindedir. Akışkanın ortalama hızı ise homojen çift fazlı hız u_H ile belirlenir.

$$u_H = \frac{\dot{m}}{\rho_H} = \dot{m} \left(\frac{x}{\rho_G} + \frac{1 - x}{\rho_L} \right)$$
(4.17)

Homojen buhar Reynolds sayısı ise bununla birlikte

$$\operatorname{Re}_{GH} = \frac{\dot{m}d_i}{\mu_G} \left[x + \frac{\rho_G}{\rho_L} (1 - x) \right]$$
(4.18)

şeklindedir. Böylece sisli akışı, homojen akış farz ederek

$$Nu_G = \frac{h_G d_i}{k_G} = 0.023 \operatorname{Re}_{GH}^{0.8} \operatorname{Pr}_G^{0.4}$$
(4.19)

gibi bir 1s1 transferi katsayısı elde edilebilir. Aynı modifikasyon Gnielinski (Gnielinski, V., 1976) korelasyonuna da uyarlanarak

$$Nu_{G} = \frac{(f/2)(\operatorname{Re}_{GH} - 1000)\operatorname{Pr}_{G}}{1 + 12.7(f/2)^{0.5}(\operatorname{Pr}_{G}^{2/3} - 1)}$$
(4.20)

bağıntısıyla da bulunabilir.

4.4.2.2. Groeneveld metodu

Dougall ve Rohsenow'un uyguladığı homojen yaklaşımda, Reynolds sayısının homojen akış akış teorisiyle çeliştiği görülmüştür. Çünkü bazı gaz özellikleri homojen akış özellikleriyle birlikte kullanılmakta bu da sonucun sapmasına yol açmaktadır. Bu bakış açısıyla, Groeneveld (Groeneveld, D.C., 1973) yeni bir çarpım faktörü ekledi. Bu da

$$Y = 1 - 0.1 \left[\left(\frac{\rho_L}{\rho_G} - 1 \right) (1 - x) \right]^{0.4}$$
(4.21)

şeklindedir. Nusselt sayısı için yeni denklem ise

$$Nu_G = a \left\{ \frac{\dot{m}d_i}{\mu_G} \left[x + \frac{\rho_G}{\rho_L} (1 - x) \right] \right\}^b \Pr_G^c Y^d$$
(4.22)

bağıntısı gibidir. Burada a=0.00327, b=0.901, c=1.32 ve d=-1.50 olarak ele alınmıştır. Bu korelasyon dikey ve yatay borular için geçerlidir. Denklemin oluşturulma koşulları ise

- $\bullet\,2.5~mm < d_i < 25~mm$
- 34 bar < p < 215 bar
- 700 kg/m²s < \dot{m} < 5300 kg/m²s
- $\bullet 0.0 < x < 0.9$
- 120 kW/m² < q < 2100 kW/m²

gibidir.



Şekil 4.13 Sisli akış için Groeneveld korelasyonu



Şekil 4.14 Sisli akış için Dittus Boetler denklemi bazlı ısı transferi katsayısı



Şekil 4.15 Sisli akış için Gnielinski denklemi bazlı ısı transferi katsayısı



Şekil 4.16 Sisli akış için Groeneveld - R290



Şekil 4.17 Sisli akış için Dittus Boetler (R290)



Şekil 4.18 Sisli akış için Gnielinski (R290)



Şekil 4.19 Sisli akış için Groeneveld (R134a)



Şekil 4.20 Sisli akış için Dittus Boetler (R134a)



Şekil 4.21 Sisli akış için Gnielinski (R134a)

4.4.3 Dikey Borularda Kritik Isı Akısı (CHF)

Katto ve Ohno (Katto, Y. and Ohno, H., 1984) geniş çaplı araştırmaların sonucunda kritik ısı akısı modelini oluşturdu. Bu model doymuş ya da kaynama altı tutulan başlangıç koşullarının bir fonksiyonudur ve

$$q_{crit} = q_{crit,i} \left[1 + K_i \left(\frac{\Delta h_{L,inlet}}{h_{fg}} \right) \right]$$
(4.23)

şeklindedir. Burada $q_{crit,i}$ doymuş sıvı giriş koşullarına bağlı referans kritik ısı akısıdır. K_i ise giriş kaynama altı faktörü, $\Delta h_{L,inlet}$ ise kaynama altı tutulan bölgedeki giriş sıcaklığının entalpisi ile sıvın doyma sıcaklığının entalpisi arasındaki farktır. Bu metot üç boyutsuz gruba bağlıdır.

$$Z = z / d \tag{4.24}$$

$$R = \rho_G / \rho_L \tag{4.25}$$

$$W = \frac{\sigma \rho_L}{\dot{m}^2 z} \tag{4.26}$$

Çalışma koşullarına bağlı olarak, referans kritik ısı akısını elde etmek beş ayrı metot sunulmuştur. Bunlar,

$$\frac{q_{crit,1}}{\dot{m}h_{fg}} = \frac{CW^{0.043}}{Z}$$
(4.27)

$$\frac{q_{crit,2}}{\dot{m}h_{fg}} = \frac{0.1R^{0.133}W^{0.333}}{1+0.0031Z}$$
(4.28)

$$\frac{q_{crit,3}}{\dot{m}h_{fg}} = \frac{0.098R^{0.133}W^{0.4333}Z^{0.27}}{1+0.0031Z}$$
(4.29)

$$\frac{q_{crit,4}}{\dot{m}h_{fg}} = \frac{0.0384R^{0.6}W^{0.173}}{1+0.28W^{0.233}Z}$$
(4.30)

$$\frac{q_{crit,5}}{\dot{m}h_{fg}} = \frac{0.234R^{0.513}W^{0.433}Z^{0.27}}{1+0.0013Z}$$
(4.31)

Ki değeri ise aşağıda verilen üç denklemden oluşmuştur.

$$K_1 = \frac{0.261}{CW^{0.043}} \tag{4.32}$$

$$K_2 = \frac{0.833 [0.0124 + (1/Z)]}{R^{0.133} W^{0.333}}$$
(4.33)

$$K_{3} = \frac{1.12 \left[1.52W^{0.233} + (1/Z) \right]}{R^{0.6}W^{0.173}}$$
(4.34)

C değeri ise

$$C = 0.25 \quad Z < 50$$

C=0.25+0.0009(Z-50) $50 \le Z \le 150$ (4.35)
C=0.34 Z>50

şeklinde bulunabilir.

q_{crit,i} ve K_i değerlerini seçmek için uygun metot ise aşağıda verilmiştir.

<u>R<0.15 için</u>			
Eğer $q_{crit,1} < q_{crit,2}$	ise		$q_{crit,i}=q_{crit,1}$;
Eğer $q_{crit,1} > q_{crit,2} ve$	e q _{crit,2} <q<sub>crit,3</q<sub>	ise	$q_{crit,i} = q_{crit,2}$;
Eğer $q_{crit,1} > q_{crit,2}$ ve	$q_{crit,2} > q_{crit,3}$	ise	$q_{crit,i}=q_{crit,3}$;
Eğer $K_1 > K_2$	ise		$K_i = K_1$

<u>R>0.15 için</u>

Eğer $q_{crit,1} < q_{crit,5}$		ise	$q_{crit,i}=q_{crit,1}$;
Eğer $q_{crit,1} > q_{crit,5}$	ve	$q_{crit,5} > q_{crit,4}$	$q_{crit,i}=q_{crit,5}$;
Eğer $q_{crit,1} > q_{crit,5}$	ve	$q_{crit,5} > q_{crit,4}$	$q_{crit,i}=q_{crit,4}$;

Eğer K ₁ >K ₂	ise	$K_i = K_{1;}$
Eğer $K_1 < K_2$ ve $K_2 < K_3$	ise	$K_i = K_{2;}$
Eğer $K_1 < K_2$ ve $K_2 > K_3$	ise	$K_i = K_{3;}$

Kritik ısı akısı veritabanı aşağıdaki değerler arasındadır.
Test akışkanları R–12, R–22, R–115, R113, R–21, potasyum, sıvı helyum, etanol, hidrojen, benzen ve su olarak belirlenmiştir.

Bowring (Bowring, R.W., 1972) modelinde ise kritik ısı akısı;

$$\dot{q}_{CHF} = \frac{A + 0.25 D \dot{m} (\Delta h_{L,inlet})}{F + L} \tag{4.36}$$

şeklinde modellenmiştir(Collier ve Thome, 1994).

Burada A değeri;

$$A = \frac{2.317 \left[D\dot{m}h_{fg} \right] F_1}{1.0 + 0.0143 F_2 \dot{m} D^{0.5}}$$
(4.37)

şeklindedir. F ise

$$F = \frac{0.077F_3D\dot{m}}{1.0 + 0.347F_4(\dot{m}/1356)^n}$$
(4.38)

gibidir. n üstel değeri

$$n = 2.0 - 0.00725 p \tag{4.39}$$

denklemi gibidir. Burada sistem basıncı p bar cinsinden diğer birimler SI cinsindendir. F_1 , F_2 , F_3 ve F_4 değerleri için oluşturulan model ise;

$$p' = p/69$$

$$p' < 1 \text{ için}$$

$$F_{1} = \frac{\left\{p'^{18.942} \exp\left[20.8(1-p')\right]\right\} + 0.917}{1.917}$$

$$\frac{F_{1}}{F_{2}} = \frac{\left\{p'^{1.316} \exp\left[2.444(1-p')\right]\right\} + 0.309}{1.309}$$

$$F_{3} = \frac{\left\{p'^{17.023} \exp\left[16.658(1-p')\right]\right\} + 0.667}{1.667}$$

$$\frac{F_{4}}{F_{3}} = p'^{1.649}$$

$$p' > 1 \text{ için}$$

$$F_{1} = p'^{-0.368} \exp\left[0.648(1-p')\right]$$

$$F_2 = p'^{-0.448} \exp[0.245(1-p')]$$

$$F_3 = p'^{0.219}$$

$$\frac{F_4}{F_3} = p'^{1.649}$$

şeklindedir. Çalışma koşulları ise p=2-190 bar, D=0.002-0.045 m., L=0.15-3.7 m.

 $\dot{m} = 136 - 18600 \text{ kg/m}^2 \text{s}$ 'dir.



Şekil 4.22 Bowring modeli için suyun kritik ısı akısının boru uzunluğuyla değişimi



Şekil 4.23 Katto ve Ohno modeli için suyun kritik ısı akısının boru uzunluğuyla değişimi



Şekil 4.24 Katto ve Ohno modeli için R290 'ın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla değişimi



Şekil 4.25 Bowring modeli için R290 'ın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla değişimi



Şekil 4.26 Ohno ve Katto modeli için R134a'nın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla değişimi



Şekil 4.27 Bowring modeli için R134a'nın kritik ısı akısının boru uzunluğuyla değişimi

4.5 Yatay Borularda Kuruluk Bölgesi Sonrası Meydana Gelen Isı Transferi

Yatay borularda halkasal akıştan sisli akışa geçiş rejimi Şekil 4.28 'degösterilmiştir. Kuruluk ilk önce borunun üst kısmında meydana gelir. Burada



Şekil 4.28 a-) Yatay borularda kuruluk bölgesi gösterimi
b-) A-A kesidi: Halkasal akışta kuruluğun başlangıcı
B-B kesidi: Boru çevresinde oluşan kısmi kuruluk
C-C kesidi: Borunun alt kısmında kuruluk bölgesinin bitişi ve sisli akışın başlangıcı

duvar çevresinde oluşan sıvı film incedir ve x_{di} ile gösterilmiştir(A-A kesidi). Bu gelişen proses boru çevresinde devam eder (B-B kesidi) ve buhar kalitesi x_{de} 'ye ulaşınca son bulur. A-A kesidi ile C-C kesidi arasında kalan bölgeye "*Kuruluk bölgesi*" adı verilir. Kuruluk bölgesine girilmesiyle ısı transferi katsayılarında önemli miktarda düşüş meydana gelir. Şekil 4.29'da Mori (Mori et al., 2000) yaptığı deneylerin sonucunda oluşturduğu kuruluk bölgesi ısı transferi diyagramı gösterilmiştir. Burada B noktası kuruluk bölgesinin başlangıç noktasını



Şekil 4.29 Mori (Mori et al., 2000) tarafından oluşturulan kuruluk bölgesi ısı transferi katsayısı gösterimi

göstermektedir. C noktası ise kuruluk bölgesinin bitiş noktasını işaret etmektedir.

Şekil 4.29'a göre, A-B bölgesi arasındaki ısı transferi "*halkasal akış*" ısı transferi mekanizması ile, B-C bölgesi ısı transferi "*kuruluk bölgesi*" ısı transferi C-D bölgesi ise "*sisli akış*" ısı transferi olarak belirlenmiştir. Wojtan, Ursenbacher ve Thome (Wojtan ., 2005a) kuruluk bölgesinin elde edilmesi için bir metot önermiş ve kuruluk bölgesinin başlangıcı (x_{di}) ve bitişi (x_{de});

$$x_{di} = 0.58 \exp\left[0.52 - 0.235W e_G^{0.17} F r_G^{0.37} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.25} \left(\frac{q}{q_{DNB}}\right)^{0.70}\right]$$
(4.40)

$$x_{de} = 0.61 \exp\left[0.57 - 0.0058We_G^{0.38}Fr_G^{0.15}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{-0.09}\left(\frac{q}{q_{DNB}}\right)^{0.27}\right]$$
(4.41)

şeklinde ifade edebilmiştir. Weber, Froude sayıları ve q_{DNB} ise,

$$We_G = \frac{\dot{m}^2 d_i}{\rho_G \sigma} \tag{4.42}$$

$$Fr_G = \frac{\dot{m}^2}{\rho_G(\rho_L - \rho_G)gd_i} \tag{4.43}$$

$$q_{DNB} = 0.131 \rho_G^{0.5} h_{fg} (g(\rho_L - \rho_G)\sigma)^{0.25}$$

gibidir. Bu ifadeleri uygularken atlanmaması gereken nokta, xde $< x_{di}$ olduğu durumda $x_{de} = x_{di}$ olması gerektiğidir. Ayrıca eğer, $x_{de} > 1.00$ gibi bir durum ortaya çıkarsa x_{de} otomatik olarak 0.99 'a eşitlenir.

Konu başka bir şekilde ele alındığında kütle hızlarının, kuruluk bölgesinin bitiş ve başlangıç buhar kalitelerinin bir fonksiyonu olarak hazırlandığı bir model geliştirilmiştir.

$$\dot{m}_{kuruluk} = \left[\frac{1}{0.235} \left(\ln\left(\frac{0.58}{x}\right) + 0.52\right) \left(\frac{d_i}{\rho_G \sigma}\right)^{-0.17} \left(\frac{1}{g d_i \rho_G (\rho_G - \rho_L)}\right)^{-0.37} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{-0.25} \left(\frac{q}{q_{DNB}}\right)^{-0.70}\right]^{0.926}$$
(4.44)

$$\dot{m}_{sisli} = \left[\frac{1}{0.058} \left(\ln\left(\frac{0.61}{x}\right) + 0.57\right) \left(\frac{d_i}{\rho_G \sigma}\right)^{-0.38} \left(\frac{1}{g d_i \rho_G (\rho_G - \rho_L)}\right)^{-0.15} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.09} \left(\frac{q}{q_{DNB}}\right)^{-0.27}\right]^{0.943}$$
(4.45)

Burada $\dot{m}_{kuruluk}$ kuruluk bölgesinin başladığı kütlesel hızı \dot{m}_{sisli} ise sisli akışın başladığını, kuruluk bölgesinin bittiğini gösteren kütlesel hızdır.



Şekil 4.30 Su için kuruluk bölgesinin başlangıç ve bitişi



Şekil 4.31 R290 için kuruluk bölgesinin başlangıcı ve bitişi



Şekil 4.32 R134a için kuruluk bölgesinin başlangıcı ve bitişi

R–22 ve R-410A sisli akış ısı transferi veritabanına dayanarak Groeneveld korelasyonu yeniden düzenlendi. Wojtan , Ursenbacher ve Thome (2005) $x > x_{de}$

iken Groeneveld korelasyonunu optimize etti ve 8.00-13.84 mm boru çapları, 300 - 700 kg/m²s kütlesel hızları için

$$Nu_{G} = \frac{h_{sisli}d_{i}}{k_{G}} = 0.0117 \left\{ \frac{\dot{m}d_{i}}{\mu_{G}} \left[x + \frac{\rho_{G}}{\rho_{L}} (1 - x) \right] \right\}^{0.79} \Pr_{G}^{1.06} Y^{-1.83}$$
(4.46)

korelasyonunu önerdi. Burada Y (4.21) denklemi ile elde edilebilir.



Şekil 4.33 Su için sisli akış ısı transferi



Şekil 4.34 R290 için sisli akış ısı transferi



Şekil 4.35 R134a için sisli akış ısı transferi

4.6 Yatay Borularda Buharlaşma Esnasında Oluşan Akış Rejimleri

Yatay borularda meydana gelen buharlaşma için Kattan-Thome-Favrat küçük çaplı borular için Steiner tarafından oluşturulmuş akış rejimi haritasının modifiye edilmiş bir versiyonunu önerdi. Akış rejimleri Şekil 4.36



Şekil 4.36 Kattan -Thome - Favrat akış rejimi haritası ve rejimler arası geçiş sınırları (Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998a)

da gösterildiği gibi ifade edilmiştir. Bu gösterimde akış rejimleri arasındaki geçiş sınırları aşağıdaki denklemler gibidir.

Halkasal akış ve kesikli akışın tabakalı dalgalı akışla geçiş sınır eğrisi

$$\dot{m}_{dalgalt} = \left\{ \frac{16A_{GD}^{3}gd_{i}\rho_{L}\rho_{G}}{x^{2}\pi^{2}(1-(2h_{Ld}-1))^{0.5}} \left[\frac{\pi^{2}}{25h_{Ld}^{2}}(1-x)^{-F_{1}(q)} \left(\frac{We}{Fr}\right)_{L}^{-F_{2}(q)} + 1 \right] \right\}^{0.5} + 50 \quad (4.47)$$

denklemindeki gibidir. Halkasal akış ve sisli akış arasındaki geçiş sınır eğrisi ise

$$\dot{m}_{sisli} = \left\{ \frac{7680A_{Gd}^2 gd_i \rho_L \rho_G}{x^2 \pi^2 \zeta_{Ph}} \left(\frac{Fr}{We} \right)_L \right\}^{0.5}$$
(4.48)

bağıntısı gibidir. Tabakalı-dalgalı akış ile tabakalı akış arasındaki geçiş sınır eğrisi ise

$$\dot{m}_{tabaka} = \left\{ \frac{(226.3)^2 A_{Ld} A_{Gd}^2 \rho_G(\rho_L - \rho_G) \mu_L g}{x^2 (1 - x) \pi^3} \right\}^{1/3}$$
(4.49)

ile ifade edilmiştir. Çok yüksek kütlesel hızlarda baloncuklu akış meydana gelirken düşük akış değerlerinde bu akış türü gözle görülemez. Baloncuklu akışın sınır eğrisi

$$\dot{m}_{baloncuklu} = \left\{ \frac{256A_{Gd}A_{Ld}^2 d_i^{1.25} \rho_L (\rho_L - \rho_G)g}{0.3164(1-x)^{1.75} \pi^2 P_{id} \mu_L^{0.25}} \right\}^{1/1.75}$$
(4.50)

denklemindeki gibidir. Yukarıdaki denklemlerde Weber sayısının Froude sayısına oranı aşağıda verilmiştir.

$$\left(\frac{We}{Fr}\right)_{L} = \frac{gd_{i}^{2}\rho_{L}}{\sigma}$$
(4.51)

Sürtünme faktörü olan ζ_{Ph} ise

$$\zeta_{Ph} = \left[1.138 + 2\log\left(\frac{\pi}{1.5A_{Ld}}\right) \right]^{-2}$$
(4.52)

ile ifade edilir. Boyutsuz deneysel sabitler olan $F_1(q)$ ve $F_2(q)$ 151 akısının bir fonksiyonudur ve

$$F_1(q) = 646.0 \left(\frac{q}{q_{DNB}}\right)^2 + 64.8 \left(\frac{q}{q_{DNB}}\right)$$
(4.53)

$$F_2(q) = 18.8 \left(\frac{q}{q_{DNB}}\right) + 1.023$$
 (4.54)

bağıntılarındaki gibi gösterilir. Kutateladze (Kutateladze.,1948) çekirdekli kaynamadan ayrılma ısı akısı (q_{DNB})

$$q_{DNB} = 0.131 \rho_G^{0.5} h_{fg} \left[g(\rho_L - \rho_G) \sigma \right]^{0.25}$$
(4.55)

ile ifade edilir. Kesikli akışla halkasal akış arasındaki sınır buhar kalitesi değerinin değeri

$$x_{kh} = \left\{ \left[0.2914 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{-1/1.75} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{-1/7} \right] + 1 \right\}^{-1}$$
(4.56)

ile bulunur.



Şekil 4.37 Dairesel boruda buhar ve sıvı fazın kesit bazlı oranları

Şekil 4.37 de akışın geometrik boyutları ele alınmıştır. Burada P_L borunun ıslak çevresini, P_G borunun kuru çevresini, h tabakalaşmış sıvı yüksekliğini, P_i faz ara yüzeyinin uzunluğunu belirtir. Aynı şekilde A_L ve A_G sırasıyla sıvı ve buhar kesit alanlarını temsil etmektedir. Boru çapıyla normalize edildiklerinde altı adet boyutsuz değişken elde edilir.

$$h_{Ld} = \frac{h}{d_i} P_{Ld} = \frac{P_L}{d_i} P_{Gd} = \frac{P_G}{d_i} P_{id} = \frac{P_i}{d_i} A_{Ld} = \frac{A_L}{d_i^2} A_{Gd} = \frac{A_G}{d_i^2}$$

$$h_{Ld} \le 0.5 ; \qquad (4.57)$$

$$P_{Ld} = (8(h_{Ld})^{0.5} - 2(h_{Ld}(1 - h_{Ld}))^{0.5}) / 3 , P_{Gd} = \pi - P_{Ld}$$

$$A_{Ld} = (12(h_{Ld}(1 - h_{Ld}))^{0.5} + 8(h_{Ld})^{0.5}) h_{Ld} / 15 , A_{Gd} = \frac{\pi}{4} - A_{Ld}$$

$$h_{Ld} > 0.5$$

$$P_{Ld} = (8(h_{Ld})^{0.5} - 2(h_{Ld}(1 - h_{Ld}))^{0.5}) / 3 , P_{Ld} = \pi - P_{Gd}$$

$$(4.58)$$

$$A_{Ld} = \left(12(h_{Ld}(1-h_{Ld}))^{0.5} + 8(1-h_{Ld})^{0.5}\right)(1-h_{Ld})/15 , A_{Ld} = \frac{\pi}{4} - A_{Gd}$$
(4.59)

$$0 \le h_{Ld} \le 1$$

$$P_{id} = 2(h_{Ld}(1 - h_{Ld}))^{0.5}$$
(4.60)

Burada h değeri bilinmediğinden dolayı h_{Ld} değerini bulabilmek için iteratif bir metot izlenmelidir. Hesaplamak için ise

$$X_{tt}^{2} = \left[\left(\frac{P_{Gd} + P_{id}}{\pi} \right)^{0.25} \left(\frac{\pi^{2}}{64A_{Gd}^{2}} \right) \left(\frac{P_{Gd} + P_{id}}{A_{Gd}} + \frac{P_{id}}{A_{Ld}} \right) \right] \left(\frac{\pi}{P_{Ld}} \right)^{0.25} \left(\frac{64A_{Ld}^{3}}{\pi^{2}P_{Ld}} \right)$$
(4.61)

denklemi izlenmelidir. Burada Martinelli parametresi (Xtt)

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.875} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0.125}$$
(4.62)

şeklindedir. Kattan-Thome-Favrat modelinin uygulanması için aşağıdaki prosedür uygulanmalıdır.

1- (4.61) denklemi ; (4.62) , (4.58) , (4.59) ve (4.60) denklemleriyle iteratif olarak çözülür.

2- (4.57) denklemi elde edilir.

3- (4.51), (4.52), (4.53), (4.54) ve (4.55) denklemleri çözülür.

4- (4.47), (4.48), (4.49), (4.50) ve (4.56) denklemleri çözülür.

5- Buhar kalitesi ile sınır geçiş kütlesel hız değerleri hesaplanır ve akış rejimi haritası izlenir.

Thome – El Hajal (Thome, J.R. ve El Hajal, J., 2003) tarafından Kattan – Thome – Favrat akış rejimi haritasının gelişmiş ve uygulaması daha kolay olan bir versiyonu sunulmuştur. Kattan–Thome-Favrat akış rejimi haritasını oluştururken boyutsuz değişkenleri (A_{Ld} , A_{Gd} , h_{Ld} , P_{id}) iteratif bir yöntemle hesaplamıştır. Bu modelde ise bu yöntemden kurtulmak için Rouhani-Axelsson (Rouhani, Z. And Axelsson, E., 1970) akış modelinin Steiner (Steiner, D., 1993) versiyonu olan (2.50) denklemi kullanılmıştır. Bu modeli uygulayarak A_{Ld} , A_{Gd} , P_{id} ve h_{Ld} değerleri aşağıdaki gibi hesaplanmıştır.

$$A_{Ld} = \frac{A(1-\varepsilon)}{d_i^2} \tag{4.64}$$

$$A_{Gd} = \frac{A\varepsilon}{d_i^2} \tag{4.65}$$

Boyutsuz sıvı seviyesi h_{Ld} ve boyutsuz sıvı ara yüzeyi uzunluğu P_{id} tabakalı (katmanlı) açının (θ_{tabaka}) bir fonksiyonudur.

$$h_{Ld} = 0.5 \left[1 - \cos\left(\frac{2\pi - \theta_{tabaka}}{2}\right) \right]$$
(4.66)

$$P_{id} = \sin\left(\frac{2\pi - \theta_{tabaka}}{2}\right) \tag{4.67}$$

Biberg (Biberg D., 1999), tabakalı(katmanlı) açı için faz hacim oranının bir fonksiyonu olan

$$\theta_{tabaka} = (2\pi - 2) \begin{cases} \pi (1 - \varepsilon) + \left(\frac{3\pi}{2}\right)^{1/3} \left[1 - 2(1 - \varepsilon) + (1 - \varepsilon)^{1/3} - \varepsilon^{1/3}\right] \\ -0.005(1 - \varepsilon)\varepsilon \left[1 - 2(1 - \varepsilon)\right] \left[1 + 4((1 - \varepsilon)^2 + \varepsilon^2)\right] \end{cases}$$
(4.68)

denklemini önerdi.



Şekil 4.38 Su için buhar fazın buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi



Şekil 4.39 Su için sıvı fazın buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi



Şekil 4.40 R290 için buhar fazın buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi



Şekil 4.41 R290 için sıvı fazın buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi



Şekil 4.42 R134a için sıvı fazın buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi



Şekil 4.43 R134a için buhar fazın buhar kalitesine göre boru kesit alanındaki değişimi



Şekil 4.44 R404A akışkanı için akış rejimi haritası



Şekil 4.45 Amonyak için akış rejimi haritası



Şekil 4.46 Su için akış rejimi haritası

5 – SONUÇ ve TARTIŞMA

Yukarıda verilen örnekler ve denklemler ile kaynamalı çift fazlı akış için önemli parametreler tanıtılmaya çalışılmıştır. Oluşturulan korelasyonların kesinliğinin tartışılması için daha önce yapılan deneylerle karşılaştırmak yararlı olacaktır. Kaynamalı ısı transferi için 2.Bölüm'deki örnekleri bir grafik altında toplanırsa aşağıdaki şekiller ortaya çıkacaktır.







Şekil 5.2 R-134a için korelasyonların toplu gösterimi



Şekil 5.3 R-290 için korelasyonların toplu gösterimi

Grafiklerde görüldüğü üzere bazı korelâsyonlar grafiklerde gösterilmemiştir. Bunun sebebi hesaplanan ısı transferi katsayılarının negatif değerler vermesidir.

Zürcher ve Kabelac – De Buhr(Zürcher et al., 2001), Amonyak(NH₃) ile değişik şartlarda yaptığı deneylerde ısı transferi katsayısının kütlesel hız ve ısı akısının bir fonksiyonu olduğunu gösterdi. Dikey borularda oluşturdukları deneyin diğer korelasyonlarla karşılaştırılması ve hata oranları ise aşağıdaki grafiklerdeki gibidir. Modellemelerdeki hata oranları

> % Hata oranı = $\frac{\text{İncelenen mod el verisi – Deneysel veri}}{\text{Deneysel veri}} x100$ (5.1) şeklinde ifade edilmiştir.



Şekil 5.4 Gungor - Winterton korelasyonu için karşılaştırma



Şekil 5.5 Gungor - Winterton korelasyonu için hata oranı



Şekil 5.6 Steiner- Taborek korelasyonu için karşılaştırma



Şekil 5.7 Steiner-Taborek korelasyonu için hata oranı



Şekil 5.8 Shah korelasyonu için karşılaştırma



Şekil 5.9 Shah korelasyonu için hata oranı



Şekil 5.10 Kandlikar korelasyonu için karşılaştırma



Şekil 5.11 Kandlikar korelasyonu için hata oranı



Şekil 5.12 Amonyak için q=17.8 kW/m² G=20 kg/m²s termofiziksel koşullarda uydurulan eğri



Şekil 5.13 Amonyak için q=17.8 kW/m² G=80 kg/m²s termofiziksel koşullarda uydurulan eğri



Şekil 5.14 Amonyak için q=32.0 kW/m² G=50 kg/m²s termofiziksel koşullarda uydurulan eğri



Şekil 5.15 Amonyak için q=15.1 kW/m² G=120 kg/m²s termofiziksel koşullarda uydurulan eğri



Şekil 5.16 Amonyak için q=17 kW/m² G=120 kg/m²s termofiziksel koşullarda uydurulan eğri

Grafiklerde görüldüğü gibi Shah ve Steiner – Taborek korelasyonu değişik 1sı akılarında ve kütlesel hızlarda NH_3 için en doğru sonucu veren korelasyonlardır.

Wen ve Ho (Wen et all. 2005) yaptıkları deneyler sonucunda Bütan(R600) için ısı transferi katsayısı çizelgesini oluşturdu. Yine dikey borular için oluşturulan bu çizelge için korelasyonların karşılaştırılması aşağıdaki grafiklerdeki gibidir.



Şekil 5.17 R600 için korelasyonların karşılaştırılması



Şekil 5.18 R600 için korelasyonların hata oranı



Şekil 5.19 R600 için eğri uydurma

Burada da görüldüğü gibi Bütan için en doğru sonucu Shah ve Steiner-Taborek korelasyonu vermektedir. Wen ve Ho (Wen et all., 2005) yine dikey borular için propanı (R290) kullandı ve diğer korelasyonlarla karşılaştırılmış haliyle aşağıdaki grafikler oluşturuldu.



Şekil 5.20 R290 için korelasyonların karşılaştırılması



Şekil 5.21 R290 için korelasyonların hata oranları



Şekil 5.22 R290 için q=30 kW/m² G=583 kg/m²s termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.23 R290 için q=30 kW/m² G=424 kg/m²s termofiziksel koşullarda eğri uydurma

Propan(R290) için en uygun korelasyon Steiner-Taborek korelasyonu olarak görülmüştür. Diğer korelasyonların karşılaştırılmaya katılmamasının sebebi; korelasyonlarda duvar sıcaklığı parametresinin bulunması ve bunun bilinmemesidir. Chen (Chen,J.C., 1963) ve Bennet-Chen (Bennet, D.L and J.C. Chen., 1980) korelasyonlarını duvar sıcaklığı katsayısı içermekte ve sadece Su(R718) için yaklaşık sonuçlar vermektedir.

A.Greco ve G.P. Vanoli yaptıkları deneyler de düz boruları kullanarak R134a, R507A ve R404a soğutucu akışkanlarının konvektif kaynamalı ısı transferi katsayılarını incelediler. Kattan – Thome – Favrat modeliyle oluşturulmuş korelasyonlarla deneysel sonuçların karşılaştırılması ve hata oranları aşağıdaki grafiklerde verildiği gibidir.



Şekil 5.24 R404A için karşılaştırma



Şekil 5.25 R404A için hata oranları



Şekil 5.26 R404A için q=12.9 kW/m² Tsat= 268 K termofiziksel koşullarındaki eğri uydurma



Şekil 5.27 R404A için q=12.0 kW/m² Tsat= 258.5 K termofiziksel koşullarındaki eğri uydurma



Şekil 5.28 R404A için q=16.2 kW/m² Tsat= 278.5 K termofiziksel koşullarındaki eğri uydurma



Şekil 5.29 R507A için karşılaştırma



Şekil 5.30 R507A için hata oranları



Şekil 5.31 R507a için q=13.4 kW/m² P_{sat} =434 kPa termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.32 R507a için q=15.1 kW/m² P_{sat}=635 kPa termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.33 R507a için q=16.1 kW/m² P_{sat}=744 kPa termofiziksel koşullarda eğri uydurma


Şekil 5.34 R134A için karşılaştırma



Şekil 5.35 R134a için hata oranları



Şekil 5.36 R134a için q=10.9 kW/m² P_{sat}=303 kPa termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.37 R134a için q=15.8 kW/m² P_{sat}=410 kPa termofiziksel koşullarda eğri uydurma

R. Mastrullo, A.W. Mauro, A. Rosato ve G.P. Vanoli (Vanoli et all., 2009) CO₂ (R744) için konvektif kaynamalı ısı transferi katsayılarını deneysel yöntemlerle hesapladı. Yatay borularda oluşan bu değerlerin Kattan – Thome – Favrat modeliyle karşılaştırılmasında oluşan grafikler aşağıdaki gibidir.



Şekil 5.38 R744 için karşılaştırma



Şekil 5.39 R744 için hata oranı



Şekil 5.40 R744 için q=10.1 kW/m² G=202 kg/m²s termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.41 R744 için q=10.2 kW/m² G=252 kg/m²s termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.42 R744 için q=10.3 kW/m² G=300 kg/m²s termofiziksel koşullarda eğri uydurma



Şekil 5.43 R744 için q=10.0 kW/m² G=348 kg/m²s termofiziksel koşullarda eğri uydurma

Chang Ho Kim , In Cheol Bang ve Soon Heung Chang (Chang et all., 2005) kritik ısı akılarını deneysel yöntemlerle R134a soğutucu akışkanı için hesapladı. Katto – Ohno (Katto, Y. and Ohno, H., 1984) ve Bowring (1972) kritik ısı akıları tahmini modelleri bu sonuçlarla karşılaştırıldığında bu modellerin kesinliği görülecektir.



Şekil 5.44 Kritik ısı akısı için deneysel sonuçlarla korelasyonların karşılaştırması



Şekil 5.45 Kritik ısı akısı için hata oranları

Adriana Greco ve Giuseppe Peter Vanoli (Vanoli et all., 2004) R507A için kaynamalı akıştaki basınç düşümü değerlerini deneysel yöntemlerle hesapladı. Çift fazlı akış için hazırlanan basınç düşümü korelasyonları ile deneysel yöntemlerle hesaplanan sonuçların karşılaştırılıp hata oranları belirlendiğinde aşağıdaki grafikler ortaya çıkacaktır.



Şekil 5.46 P_{sat}=390 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının karşılaştırılması



Şekil 5.47 P_{sat}=390 kPa için korelasyonların hata oranı



Şekil 5.48 P_{sat}=550 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının karşılaştırılması



Şekil 5.49 P_{sat}=550 kPa için korelasyonların hata oranı



Şekil 5.50 P_{sat}=760 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının karşılaştırılması



Şekil 5.51 P_{sat}=760 kPa için korelasyonların hata oranı



Şekil 5.52 P_{sat}=990 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının karşılaştırılması



Şekil 5.53 P_{sat}=990 kPa için korelasyonların hata oranı



Şekil 5.54 P_{sat}=1220 kPa için basınç düşümü korelasyonlarının karşılaştırılması



Şekil 5.55 P_{doy} =1220 kPa için korelasyonların hata oranı



Şekil 5.56 P_{sat} =390 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma



Şekil 5.57 P_{sat}=550 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma



Şekil 5.58 P_{sat}=760 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma



Şekil 5.59 Psat=990 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma



Şekil 5.60 Psat=1220 kPa termofiziksel koşulunda eğri uydurma

3.Bölüm'de tanıtılan korelasyonlardaki hesaplanan değerleri değişik akışkanlar için bir grafik altında toplanırsa aşağıdaki grafikler ortaya çıkacaktır.



Şekil 5.61 R134a için korelasyonların toplu gösterimi



Şekil 5.62 R718(Su) için korelasyonların toplu gösterimi

Bankoff (Bankoff, S.G., 1960) ve Chawla (Chawla, J.M., 1967) korelasyonu hatalı sonuçlar verdiği için karşılaştırmalı grafiklerde gösterilmemiştir. Whalley (Whalley, P., 1980) yaptığı uzun çalışmalar sonucunda

• $(\mu_L / \mu_G) < 1000$ ve $\dot{m} < 2000$ [kg/m²s] şartları altında Friedel (Friedel, L., 1979) korelasyonunun,

• $(\mu_L / \mu_G) > 1000$ ve $\dot{m} > 100$ [kg/m²s] şartları sağlandığında Chisholm (Chisholm, D., 1973) korelasyonunun,

• $(\mu_L / \mu_G) > 1000$ ve $\dot{m} < 100 [kg/m^2s]$ halinde Lockhart-Martinelli (Lockhart, R. W. And Martinelli, R. C., 1949)korelasyonunun uygun olduğunu önerdi.

Tribble ve Müller-Steinhagen(Tribbe, C and Müller-Steinhagen, H.M., 2000) 'in yaptığı araştırmalar sonucunda ise çift fazlı akışkanlar için Müller-Steinhagen ve Heck (Müller – Steinhagen, H. and Heck, K., 1986) korelasyonunun en uygun denklem olduğu görüldü. Ould - Didi – Kattan – Thome (Ould Didi, M.B., Kattan, N. and Thome, J.R., 2002) da çift fazlı akışkanlardaki basınç düşümlerini araştırdı. Grönnerud (Grönnerud, R., 1972) ve Müller-Steinhagen(Müller – Steinhagen, H. and Heck, K., 1986) korelasyonunun Friedel (Friedel, L., 1979) korelasyonu ile benzer karakter gösterdiğini buldu. Ayrıca yine Ould – Didi – Kattan – Thome(Ould Didi, M.B., Kattan, N. and Thome, J.R., 2002) akışkan verilerini Kattan-Thome-Favrat (Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998a) akış rejimi haritasına koydu. Halkasal akış, kesikli akış ve tabakalı-dalgalı akış üzerinden açıklanan sonuçlara göre; halkasal akış rejimi için en iyi yöntemin Müler-Steinhagen ve Heck (Müller – Steinhagen, H. and Heck, K., 1986) korelasyonu, kesikli akış için Grönnerud (Grönnerud, R., 1972) korelasyonu ve yine katmanlı-dalgalı akış için Grönnerud (Grönnerud, R., 1972) korelasyonu olduğunu öne sürdü.

Wojtan, Ursenbacher ve Thome (Wojtan, L., Ursenbacher, T. ve Thome J.R., 2005a) faz - hacim oranlarıyla ilgili yaptıkları deneyler sonucunda boru kesidi içindeki sıvı ve gaz oranları için sayısal değerler elde etti. Rouhani-Axelsson (Rouhani, Z. And Axelsson, E., 1970) faz hacim oranı modeli ile karşılaştırıldığında aşağıdaki değerler elde edildi.



Şekil 5.63 R410 için korelasyon ile deneysel verilerin karşılaştırılması



Şekil 5.64 Hesaplanan değerler için hata oranları (Buhar fazı için)

Wojtan, Ursenbacher ve Thome 'un (Wojtan, L., Ursenbacher, T. ve Thome J.R., 2005a) $x>x_{de}$ iken optimize ederek oluşturduğu yeni Groeneveld korelasyonu ile sisli akış ısı transferi katsayıları daha doğru bir şekilde hesaplandı. Sisli akış ısı transferi, kuruluk bölgesi sonrası meydana geldiği için tek fazlı buhar ısı transferi denklemleri ile hesaplanması önerilmiştir. Fakat yapılan karşılaştırmalar sonucu bu önermenin doğru olmadığı görülmüştür.



Şekil 5.65 Groonveld korelasyonunun tek faz ısı transferi korelasyonlarıyla karşılaştırılması

Kandlikar kaynama altı bölgede tam gelişmiş kaynama ısı transferi katsayıları için oluşturduğu hesaplama modeli su datası baz alınarak oluşturulmuştur. Mc. Adams'ın 1949 yılında yaptığı deneylerle bu model karşılaştırıldığında aşağıdaki sonuçlar elde edilecektir.



Şekil 5.66 Kandlikar modelinin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması



Şekil 5.67 Kandlikar modelinin hata oranı

6. ÖNERİLER

Yapılan araştırmalar ve karşılaştırmalar sonucunda dikey borularda akışlı kaynamalı ısı transferi için en uygun denklemler Shah (Shah, M.M.,1982) ve Steiner – Taborek (Steiner,D. And Taborek, J., 1992) korelasyonlarıdır .Chen(Chen, J.C., 1963) korelasyonu ise R718(Su) için doğru tahminlerde bulunmuştur. Yatay borulardaki akışlı kaynama için ise Thome – Kattan – Favrat (Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998c) akış düzeni bazlı modeli geçerliliği en fazla olan modeldir. Çift bazlı basınç düşümü korelasyonlarının kesinliğini akışkanın bulunduğu termofiziksel şartlar belli eder. Her korelasyonun kendine özgü bir kesinlik aralığı bulunmaktadır ve bunlardan önceki bölümlerde bahsedilmiştir.

Dikey borularda kritik ısı akısı için oluşturulan korelasyonlarda ise akışkanın bulunduğu termofiziksel koşullar ve akışkanın türü belirleyici rol oynadığından korelasyon önerisi doğru olmaz. Fakat iki korelasyon arasındaki hata oranı farkı düşük olduğu için de belli bir ayrım yapmak gerekli olmayabilir.

Yatay borularda kritik ısı akısı olan ısı transferi için en uygun korelasyon Wojtan, Ursenbacher ve Thome (Wojtan, L., Ursenbacher, T. And Thome, J.R., 2005b)'un optimize ettiği Groeneveld (Groeneveld, D.C., 1973) korelasyonudur. Rouhani – Axelsson (Rouhani, Z. And Axelsson, E., 1970) faz hacim oranı korelasyonu, çift fazlı akış hacim oranları için yapılmış en iyi korelasyonlardandır ve düşük hata oranları vermektedir. Ayrıca Kandlikar (Kandlikar, S. G., Mizo, V. R., and Cartwright, M. D., 1997)'ın kaynama altı bölgede oluşan tam gelişmiş ısı transferi ile oluşturduğu korelasyon doğru tahminlerde bulunmakta ve geçerliliğini sürdürmektedir.

KAYNAKLAR DİZİNİ

- Bankoff, S.G., 1960, A Variable Density Single-Fluid Model for Two-Phase Flow with Particular Reference to Steam – Water, J.Heat Transfer, Vol. II, Series B, pp.265–272.
- Bennet, D.L and J.C. Chen., 1980, Forced Convective Boiling in Vertical Tubes for Saturated Pure Components and Binary Mixtures. AIChE Journal 26(3): 454–461p
- Biberg, D., 1999, An Explicit Approximation for the Wetted Angle in Two-Phase Stratified Pipe Flow, Canadian J. Chemical Engineering, Vol. 77, pp. 193 – 200.
- **Bivens, D.B., and Yokozeki, A.,**1994, A Heat Transfer of Zeotropic RefrigerantMixtures for Energy Efficiency and Environmental Progress, Elsevier, Amsterdam.
- **Bowring, W. R.,** 1962, Physical Model of Bubble Detachment and Void Volume in Subcooled Boiling, OECD Halden Reactor Project Report, HPR-10.
- **Bowring, R.W.,** 1972, A Simple but Accurate Round Tube Uniform Heat Flux, Dryout Correlation over the Pressure Range 0.7–17 MPa (100–2500 psia), AEEW-R 789
- Chawla, J.M., 1967, Warmeubergang and Druckakabfall in Waagerechten Rohren beider Strömung von verdampfenden Kaltemitteln, Kaltetechnik- Limatisirung, Vol 8, pp. 246–252.
- **Chen, J.C.,** 1963. A Correlation for Boiling Heat Transfer of Saturated Fluids in Convective Flow, ASME Paper 63-HT–34, 6th National Heat Transfer Conference, Boston, Aug 11–14.
- Chisholm, D., 1973, Pressure Gradients Due to Friction during the Flow of Evaporating Two- Phase Mixtures in Smooth Tubes and Channels, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 16, pp.347–358.

- **Collier J.G., and Thome J.R.,** 1994, Convective Boiling and Condensation, Clarendon Press, Oxford, The Basic Models, Chapter 2.
- Cooper, M.G., 1984, Heat Flow Rates in Saturated Nucleate Pool Boiling-A Wide Ranging Examination using Reduced Properties, Advances in Heat Transfer, Eds. Hartnett and IrvineAcademic Press, Princeton, Vol. 16, pp. 157–239
- Didi, O., Kattan, M.B., and Thome, J.R., 2002, Prediction of Two Phase Pressure Gradients of Refrigerants in Horizontal Tubes, Int. J. Refrigeration İn Horizontal Tubes, Int.J. Refrigeration, Vol.25, No.7, pp. 935–947.
- **Dittus, E.J. and Boetler, L.M. K.,** 1930, Publications on Engineering, Univ. California, Berkeley, Vol. 2, pp 443.
- Dougall, R.S., and Rohsenow, W.M., 1963, Film Boiling on the Inside of the Vertical Tubes with Upward Flow of the Fluid at Low Vapor Qualities, Mech. Engng. Dept., Engineering Project Laboratory, MIT Report No. 9079–26.
- Feng F., and Klausner J.F., 1997, A Separated Flow Model for Predicting Two-Phase Pressure Drop and Evaporative Heat Transfer for Vertical Annular Flow, International Journal of Heat and Fluid Flow, Volume 18, Issue 6, pp. 541–549.
- Friedel, L., 1979, Improved Friction Pressure Drop Correlations for Horizontal and Vertical Two- Phase Pipe Flow, Europan Two-Phase Flow Group Meeting, Ispra, Italy, June, Paper E2.
- **Furutera M.**, 1986, Validity of Homogeneous Flow Model for Instability Analysis, Nuclear Engineering and Design, Volume 95, pp. 65–77

- Ghiaasiaan, S. M., 2008, Two–Phase Flow Boiling and Condensation in Conventional and Miniature Systems, Cambridge Press, Flow Boiling, Chapter 12
- Gnielinski, V., 1976, Int. Chem. Eng., Vol. 6, pp. 359–368.
- **Greco, A., Peter G., and Vanoli, G.,** 2004, Evaporation of Refrigerants in a Smooth Horizontal Tube : Prediction of R22 and R507 Heat Transfer Coefficients and Pressure Drop, pp. 245-267.
- Greco, A., and Vanoli, G.P., 2005, Flow Boiling of R22, R134a, R507, R404A R410A Inside Smooth Horizontal Tube, International Journal of Refrigeration 28:872-880.
- Groeneveld, D.C., 1973, Post-Dryout Heat Transfer at Reactor Operating Conditions, Report AECL-4513 (ANS topical meeting on Water Safety, Salt Lake City.
- Groeneveld, D.C., and Delorme, G.G.J., 1976, Prediction of the Thermal Non-Equilibrium in the Post-Dryout Regime, Nuclear Engineering and Design, Vol.36 pp. 17–26
- **Grönnerud, R.,** 1972, Investigation in Liquid Holdup, Flow Resistance and Heat Transfer in Circular Type Evaporators, Part IV: Two-Phase Resistance In Boiling Refrigerants, Bulletin de l'Inst. du Froid, Annexe 1972–1.
- **Gungor, K.E., and Winterton, R.H.S.,** 1986, A General Correlation for Flow Boiling in Tubes and Annuli, Int. J.Heat and, Vol.29, pp. 351–358.
- Hsu, Y. Y. and Graham, R. W., 1961, An Analytical and Experimental Study of the Thermal Boundary Layer and Ebullition Cycle in Nucleate Boiling. NASA TN-D–594
- Hsu, Y. Y., 1962, On the Size Range of Active Nucleation Cavities on a Heating Surface. Journal of Heat Transfer, Trans. of the ASME 84: 207–216

- Jens, W. H. and Lottes, P. A., 1951, An Analysis of Heat Transfer, Burnout, Pressure Drop and Density Data for High Pressure Water, Argonne National Lab Report, ANL-4627 – 1951.
- Jung, D.S., and Radermacher. R., 1989, Prediction of Pressure Drop during Horizontal Annular Flow Boiling of Pure and Mixed Rafrigerants, International Journal Heat Mass Transfer, Vol. 32., pp. 2435–2446.
- Kandlikar, S.G., 1990, A General Correlation of Saturated Two-phase Flow Boiling Heat Transfer inside Horizontal and Vertical Tubes, Vertical Tubes, J. Heat Transfer, Vol. 112, pp. 219–228.
- Kandlikar, S.G., Mizo, and Cartwright, M. D., 1997, Bubble Nucleation and Growth Characteristics in Subcooled Flow Boiling, HTD-Vol. 342, ASME Proceedings of the 32nd National Heat Transfer.
- Kandlikar, S.G., and Masahiro Shoji Vijay K.D., 1999, Handbook of Phase Change : Boiling and Condensation, Taylor & Francis, Flow Boiling in Circular Tubes, Chapter 15
- Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998a, Flow Boiling in Horizontal Tubes. Part 1: Development of a Diabatic Two Phase Flow Pattern Map, J. Heat Transfer, Vol.120, No.1 pp. 140–147.
- Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998c, Flow Boiling in Horizontal Tubes. Part 3 : Development of a New Heat Transfer Model Based on Flow Patterns, J. Heat Transfer, Vol. 120, No. 1, pp.156–165.
- Katto, Y . and Ohno, H., 1984,"An Improved Version of the Generalized Correlation of Critical Heat Flux for Forced Convection Boiling in Uniformly Heated Vertical Tubes". Int. J. Heat Mass Transfer, 27(9), pp 1641 – 1648.

- Kim, C.H., Bang, I.C., Chang., S.H., 2004, Flux Performance For Flow Boiling of R134a in Vertical Uniformly Heated Smooth Tube and Rifled Tubes, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol 48, pp. 2868–2877.
- Kondo, M., and Nakajima, K.J., 1980, Experimental Investigation of Air Water Two Phase Upflow Across Horizontal Tube Bundles (Part I: Flow Pattern and Void Fraction), Bulletin of the JSME, Vol. 23, No. 177, pp. 385—393.
- **Kutateladze, S.S.,** 1948, On the Transition to Film Boiling under Natural Convection, Kotloturbostroenie, No. 3, pp.10 and 152 158.
- **Kutateladze, S.S.**, 1961, Boiling Heat Transfer, Int J. Heat Mass Transfer, Vol.4, pp 3–45.
- Liu, Z., and Winterton, R.H.S., 1991, "A General Correlation for Saturated and Subcooled Flow Boiling in Tubes and Annuli Based on a Nucleate Boiling Pool Boiling," International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 34 pp. 695–702.
- Lockhart, R. W., and Martinelli, R. C., 1949, Proposed Correlation Data for Isothermal Two- Phase Two-Component Flow in Pipes, Chem. Eng. Progr., Vol. 45, pp. 39–45.
- Martinelli, R.C., and Nelson ,D.B., 1948, "Prediction of Pressure Drop During Forced Circulation Boiling of Water," Transactions of ASME, Vol 70, pp. 695–702.
- Mikic, B. B., and Rohsenow, W. M., 1969, New Correlation of Pool Boiling Data Including the Effect of Heating Surface Characteristics. Journal of Heat Transfer 91: 24 pp 1 -250.

- Mori, H., Yoshida, S., Ohishi, K., and Kokimoto, Y., 2000, Dryout Quality Post Dryout Heat Transfer Coefficient in Horizontal Evaporator Tubes Proc of 3rd Europan Thermal Sciences Conference, pp.839–844.
- Müller Steinhagen, H., and Heck, K., 1986, A Simple Friction Pressure Drop Correlation for Two-Phase Flow in Pipes, Chem. Eng. Processing, Vol. 20, pp 297- 308.
- Rouhani, Z., and Axelsson, E., 1970, Calculation of Volume Void Fraction in the Subcooled and Quality Region, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 13, pp. 383–393
- Saha, P., and Zuber, N., 1974, Point of Net Vapor Generation and Vapor Void Fraction in Subcooled Boiling, Proceedings of the 5th International Heat Transfer Conference, Tokyo, Paper B4.7, pp. 175–179.
- Sato, T. and Matsumura, H., 1964, On the Conditions of Incipient Subcooled Boiling with Forced Convection. Bulletin of JSME 7(26) :392–398.
- Shah, M. M., 1977. A General Correlation for Heat Transfer During SubcooledBoiling in Pipes and Annuli., ASHRAE Trans, 83(1):205– 215.
- Shah, M.M., 1982, Chart Correlation for Saturated Boiling Heat Transfer: Equations and Further Study, ASHREA Trans, Vol. 88, Part 1, pp. 185-196.
- Souza A.L., and M.M. Pimenta, 1995, "Prediction of Pressure Drop during Horizontal Two-Phase Flow of Pure and Mixed Refrigerants," ASME Conferance on Cavitaiton and Multiphase Flow, FED-Vol.210, pp.161-171.

- Steiner, D., and Taborek, J., 1992, Flow Boiling Heat Transfer in Vertical Tubes Correlated by an Asymptotic Model, Heat Transfer Engng, Vol. 13, No. 2, pp. 43–69.
- Steiner, D., 1993, VDI-Warmeatlas (VDI Heat Atlas), Verein Deutscher Ingeniure, VDI-Gesselschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (GCV), Duesseldorf, Chapter Hbb.
- Thome, J.R., 1989, Prediction of the Mixture Effect on Boiling in Vertical Thermosyphon Reboilers, Heat Transfer Engineering, Vol. 12, No. 2, pp. 29–38.
- Thome, J.R., and El Hajal, J., 2003, Two-Phase Flow Pattern Map for Evaporation in Horizontal Tubes: Latest Version, Heat Transfer Enginnering, Vol. 24, No. 6, pp. 3–10.
- Thome, J. R., Cheng, L., Ribatski, G., Vales, L.F., 2008, Flow Boiling of Ammonia and Hydrocarbons : State of art review, International Journal of Refrigeration 31: 603–620.
- Thorn, J. R. S., Walker, W. M., Fallon, T. A., and Reising, G. F. S., 1965, Boiling in Subcooled Water During Flow up Heated Tubes or Annuli. Paper presented at the Symposium on Boiling Heat Transfer in Steam Generating Units and Heat Exchangers, Manchester, Sept. 15- 16, Institute of Mech. Eng., London.
- Tribbe, C., and Müller-Steinhagen, H.M., 2000, An Evaluation of the Performance of Phenomenological Models for Predicting Pressure Gradient During Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipelines, Int. J. of Multiphase Flow, Vol 26, pp. 1019–1036.

- Wattelet, J.P., J. Chato., B.R.Christoffersen., J.A. Gaibel, M. Ponchner.
 P.J.Kenny, R.L. Shimon, T.C. Villaneuva, N.L. Rhines, K.A. Sweeny,
 D.G. Allen, and T.T. Hershberger, 1994a, "Heat Transfer Flow Regimes of Refrigerants in a Horizontal Tube Evaporator," ACRC Report TR–55.
- Whalley, P., 1980, Multiphase Flow and Pressure Drop, Heat Exchanger Design Handbook, Hemisphere, Washington, D.C., Vol.2, pp.2.3.2–11.
- Wojtan, L., Ursenbacher, T., and Thome J.R., 2005a, Investigation of Flow Boiling in Horizontal Tubes: Part I – A New Diabatic Two-Phase Flow Pattern. Map, Int J. Heat and Mass Transfer, Vol. 48, pp. 2955-2949.
- Wojtan, L., Ursenbacher, T., and Thome, J.R., 2005b, Investigation of Flow Boiling in Horizontal Tubes: Part II – Devolopment of a New Heat Transfer Model for Stratified – Wavy, Dryout and Mist Flow Regimes, Int J. Heat Mass Transfer, Vol.48, pp. 2970–2985.

ÖZGEÇMİŞ

1984 yılında Ankara'da doğdu. İlköğretimini İzmir'de Mehmet Akif Ersoy İlköğretim Okulu'nda tamamladı. Orta öğretimini yine İzmir'de 60.Yıl Anadolu Lisesi'nde geçirdi. Dokuz Eylül Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümü'nü bitirdi. Çeşitli harita ve yazılım projelerinde çalışmalarda bulundu.

Ek 1 Dikey Borularda Çift Fazlı Isı Transferi

Bennet-Chen (1980) Korelasyonu

%******Çekirdeklenmeli ve konvektif ısı transferi üzerine kurulmuştur********** %****Bazı Hidrokarbonlar ve düşük basınçlı buhar fazında doğru sonuçlar verir***** clc;clear; format bank D=input((n Boru capi [m]/n));A=pi*D*D/4;V=input($\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle$; g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); ro_v=input(\\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l;%kütlesel hız [kg/(s.m^2)] h_fg=input('\n Buharlaşma 15151 [J/kg]\n'); $cp_l=input((n S_1v_1 faz \ddot{o}_{21S_1S_1}[J/(kg^*K)]));$ cp_v=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); k l=input(' $\$ Sivi faz isi iletim katsayısı [W/(m.K)]n'); $k_v=input((n Gaz faz isi iletim katsayisi [W/(m.K)]/n');$ Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); dTsat=input(\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akışkan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat)\n'): mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); $Pr_l=cp_l*mu_l/k_l;$ dPsat=input("\n Akışkanın duvar sıcaklığındaki doyma basıncı ile bulunduğu sıcaklıktaki doyma basıncı arasındaki fark (Pwall(T)-Psat(T))[Pa]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); ep=input('\n Yüzev pürüzlülüğü [m] \n'); %****Boru materyali****************************** Yüzey pürüzlülüğü(e)**** %****Commercial steel**********************45e-6[m]********* %****Wrought iron********************************45e-6[m]********

filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99; $Re_f=(D.*G.*(1-xx))./mu_l;$ $Xtt = (((1-xx)./(xx)).^{(0.9)}).^{((ro_v./ro_l).^{(0.5)}).^{((mu_l./mu_v).^{(0.1)})};$ $E = ((1 + (Xtt.^{(-0.5)})).^{(1.78)}).*(((Pr_l+1)/2).^{(0.444)});$ S=0.9622-(atan((Re_f.*(E.^(1.25)))./(61800))); $hf=0.023.*(Re f.^{(0.8)}).*(Pr 1.^{(0.4)}).*(k 1./D);$ $hpb = ((0.00122.*((k_1).(0.79)).*((cp_1).(0.45)).*(ro_1.0.49))./((sigma.(0.5)).*(mu_1.(0.29)).*(mu_1.(0.29)).*((cp_1).(0.45)).*(mu_1.(0.29)).*((cp_1).(0.45)).*(mu_1.(0.29)).*((cp_1).(0.45)).*((cp_1).(cp$)).*(h_fg.^(0.29)).*(ro_v.^(0.24)))).*(dTsat.^(0.24)).*((dPsat).^(0.75)); hmac=hf.*E; hmic=hpb.*S: hh=hmac+hmic; count=fwrite(fid,hh,'float64'); fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir n',xx,hhend status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_arrayBer_Chen_1980 count]=fread(fid,[1 99],'float64'); x=0.01:0.01:0.99; plot(x,in_arrayBer_Chen_1980_R134a,'ro') title('Isi transferi katsayısı vs. Buhar kalitesi '); xlabel('Buhar kalitesi '); ylabel('Isi transferi katsayısı [W/m2K]'); grid on

Chaddock - Brunemann korelasyonu

clc;clear; D=input('\n Boru çapı [m]\n'); A=pi*D*D/4; V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l;%kütlesel hız [kg/(s.m^2)] h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); $cp_v=input((n Gaz faz özisisi[J/(kg*K)]/n');$ $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');$ k_v=input('\n Gaz faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); dTsat=input(\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akışkan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat)\n'); Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); Pr_l=cp_l*mu_l/k_l; qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek) [W/m2] \n'); $Bo=(qflux/(G*h_fg));$ ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename, 'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99 Re_d=ro_l.*V.*D./mu_l; % Serghides's solution is used to solve directly for the Darcy–Weisbach % friction factor f for a full-flowing circular pipe. % It is an approximation of the implicit Colebrook–White equation. %The equation was found to match the Colebrook–White equation within %0.0023% for a test set with a 70-point matrix consisting of ten relative %roughness values (in the range 0.00004 to 0.05) by seven Reynolds numbers (2500 to e8). $A=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(12./Re_d));$ $B=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A./Re_d));$ C=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B./Re_d)); f1=((A-(((B-A).*(B-A))/(C-(2.*B)+A)))^(-2)); $Nu_d = (((f1./8).*(Re_d-1000).*(Pr_l))./(1+(12.7.*(f1./8).*(Pr_l.^(2./3)))));$ $h_l=Nu_d.*(k_l./D);$ X tt=(((1-xx)./(0.9)).^(0.9)).*((ro v./ro 1).^(0.5)).*((mu 1./mu v).^(0.1)); $h_{tp}=(1.91).*h_{l.*}(((Bo.*10000)+(1.5.*((1./X_{tt}).^{(0.67)})))^{(0.6)});$ count=fwrite(fid,h tp,'float64'); fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir $h_{t,h_{t,x}}$ end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_array_Chaddock count]=fread(fid,[1 99],'float64'); x=0.01:0.01:0.99: plot(x,in_array_Chaddock,'ro') title('Isi transferi katsayısı vs Buhar kalitesi '); xlabel('Buhar kalitesi');

Chen (1963) Korelasyonu

% Sıvı datası yukarı ve aşağı akımlar için uygundur % 0.55 - 34.8 bar basınç arasında % metanol, cyclohexane, n-pentan, n-heptan and benzen akışkanları % 0.01 to 0.71 buhar kaliteleri arasında % Korelasyon boru duvarları kuruyuncaya kadar geçerliliğini koruyacaktır %****** ASHREA Handbook --- Chapter 4 --- Two phase flow ******* clc:clear: format bank D=input((n Boru capi [m]/n)): A=pi*D*D/4;V=input($\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle$; g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=ro l*V; ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');$ k_v=input('\n Gaz faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); cp_v=input('\n Gaz faz özisisi[J/(kg*K)]\n'); h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); dTsat=input(\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akıskan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat)\n'); Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); Pr l=mu l*cp l/k l; dPsat=input('\n Akışkanın duvar sıcaklığındaki doyma basıncı ile bulunduğu sıcaklıktaki doyma basıncı arasındaki fark (Pwall(T)-Psat(T))[Pa]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99; $Re_l=(G.*(1-xx).*D)./mu_l;$

```
hl=0.023.*(Re 1.^{(0.8)}).*(Pr 1.^{(0.4)}).*(k 1./D);
X_tt=(((1-xx)./(xx)).^{(0.9)}).*((ro_v./ro_l).^{(0.5)}).*((mu_l/mu_v).^{(0.1)});
if 1./X tt<=0.1
  F=1:
else
  F=((1./X_tt)+0.213).^{(0.736)};
end
  Re_tp=(Re_1.*(F.^{1.25}));
  S=1./(1+0.00000253.*(Re_tp.^(1.17)));
hnb=0.00122.*((((k_1).(0.79))).*(cp_1.(0.45))).*(ro_1.(0.49)))./((sigma.(0.5))).*(mu_1.(0.29)))
.*(h_fg.^{(0.24)}).*(ro_v.^{(0.24)}))).*((dTsat).^{(0.24)}).*(dPsat.^{(0.75)});
  h=(hnb.*S)+(hl.*F);
  count=fwrite(fid,h,'float64');
fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir
n',xx,h
end
status=fclose(fid):
fid=fopen(filename,'r');
[in_array_Chen_1963 count]=fread(fid,[1 99],'float64');
x=0.01:0.01:0.99:
plot(x,in_array_Chen_1963,'ro')
title('Isi transferi katsayısı vs Buhar kalitesi ');
xlabel(' Buhar kalitesi ');
ylabel('Isi transferi katsayısı [W/m2K]');
grid on
```

Gungor -- Winterton (1986) korelasyonu

D=input('\n Boru çapı [m]\n'); A=pi*D*D/4; V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro l;%kütlesel hız [kg/(s.m^2)] h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); cp v=input($\ln Gaz faz \ddot{o}zisisi[J/(kg*K)]/n'$); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');$ k v=input('\n Gaz faz 1s1 iletim katsay1s1 [W/(m.K)]\n'); dTsat=input(\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akışkan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat)n'; Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); Pr l=mu l*cp l/k l; M=input('\n Akışkanın molar kütlesi [kg/kmol] \n'); aflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek) [W/m2] \n'); Bo=qflux/(G*h_fg); pr=input('\n İndirgenmiş basınç \n'); ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'): for xx=0.01:0.01:0.99; Re l=(G.*(1-xx).*D)./mu l; $hl=0.023.*(Re 1.^{(0.8)}).*(Pr 1.^{(0.4)}).*(k 1./D);$ $X_tt=(((1-xx)./xx).^0.9).*((ro_v./ro_l).^(0.5)).*((mu_l./mu_v).^0.1);$ E=1+(24000.*((Bo).^(1.16)))+(1.37.*((1./X_tt).^-0.86)); $S=(1+0.00000115.*((E).^{(2)}).*((Re_1).^{(1.17)})).^{(-1)};$ $h_nb = (55.*(pr.^{(0.12)})).*((-0.4343.*log(pr))^{(-0.55)}).*(M.^{(-0.5)}).*(qflux.^{(0.67)});$ $h_tp=(E.*hl)+(S.*h_nb);$ count=fwrite(fid,h_tp,'float64'); fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir n',xx,h_tp end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_array_Gungor_Winterton count]=fread(fid,[1 99],'float64'); x=0.01:0.01:0.99: plot(x,in_array_Gungor_Winterton,'ro') title('Isi transferi katsayısı vs Buhar kalitesi'); xlabel('Buhar kalitesi'); ylabel('Isi transferi katsayısı [W/m2K]'); grid on

Kandlikar(1999) korelasyonu

% *************************************
%*********************Kandlikar(1999)**********************************
%**************Yatay ve Dikey borular için***********************************
%**5246 datadan oluşturulmuş bir korelasyondur************************************
%R-11**R-12**R-22**R-113**R-114**R-152a**Nitrojen**Neon**Su****
%********Boru çapları 6 - 31 mm arası değişmektedir ***********
%**************************************
%******** Akışkan *********************** Ffl ***********
%********Water*****Water************************************
%**************R-11*********************
%**************R-12**********************
%*************************************
%**************R-22*********************
%**************R-113*********************
%*************************************
%**************R-134a************************1.63************
%**************R-152a*****************************1.10********
%*************************************
%*************Kerosene***********************************
%*****All fluid with stainless steel *******1.0****************
%
%
%
%
%****Pipe Material****************Absolute Roughness(e)*****
% *************************************
%****Drawn brass*************************1.5e-6[m]*******************************
%****Drawn copper******************************1.5e-6[m]***********
%****Commercial steel**************45e-6[m]***********
%****Wrought iron*****************45e-6[m]***********
%****Asphalted cast iron***********120e-6[m]************************************
%****Galvanized iron ***************150e-6[m]************************************
%****Cast iron ******************************260e-6[m]*************
%****Wood stave****************************0.2e-3_0.9e-3[m]******
%****Concrete*****************************0.3e-3_3e-3[m]*******
% *************************************
%****** ASHREA Handbook Chapter 4 Two phase flow *****
% *************************************
clc;clear;

format bank D=input('\n Boru çapı [m]\n'); A=pi*D*D/4; V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro 1; F_fl=input('\n Kandlikar katsayıları(Program içinde listelendi) \n'); h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); ro v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $cp_l=input((n Sivi faz özisisi[J/(kg*K)]/n');$ cp_v=input('\n Gaz faz özisisi[J/(kg*K)]\n'); k l=input('\n Sıvı faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); k_v=input('\n Gaz faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); dTsat=input(\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akışkan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat)n': Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); $Fr_l=(V*V)/(g*D);$ f2=1; Pr_l=mu_l*cp_l/k_l; qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek) [W/m2] \n'): Bo=qflux/(G*h fg); ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99: $Re_l=(G.*(1-xx).*D)./(mu_l);$ % Serghides's solution is used to solve directly for the Darcy–Weisbach % friction factor f for a full-flowing circular pipe. % It is an approximation of the implicit Colebrook–White equation. % The equation was found to match the Colebrook–White equation within %0.0023% for a test set with a 70-point matrix consisting of ten relative % roughness values (in the range 0.00004 to 0.05) by seven Reynolds numbers (2500 to 1e8). $A1=-2.*\log 10(((ep./D)./3.7)+(12./Re 1));$ $B1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A1./Re_l));$ C1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B1./Re l));f=((A1-(((B1-A1).*(B1-A1))/(C1-(2.*B1)+A1)))^(-2)); if (0.5<=Pr_l<=2000) && (10000<=Re_l<=5000000) $hf = ((Re_1.*Pr_1.*(f./2).*(k_1./D))/(1.07+(12.7.*((Pr_1.^{(2/3))-1}).*(sqrt(f./2)))));$ elseif (0.5<=Pr_l<=2000) && (2300<=Re_l<10000) $hf = (((Re_l-1000).*Pr_l.*(f./2).*(k_l/D))/(1.07+(12.7.*((Pr_l.^(2/3))-1).*(sqrt(f./2)))));$

%*****Boru yatay ise bu kısmı aktive edin

% if Fr_l<0.04

end
```
% f2=((25.*(Fr_l)).^(0.3));
% else
% f2=1;
%end
xx).^(0.64)).*f2)+((1058.*((Bo).^(0.7))).*((1-xx).^(0.8)).*F_fl));
h2=(hf).*((1.136.*((ro_1./ro_v).^(0.45)).*((xx).^(0.72)).*((1-
xx).^(0.08)).*f2)+((667.2.*((Bo).^(0.7))).*((1-xx).^(0.8)).*F_fl));
if h1>h2
 a3=h1;
else
 a3=h2;
end
count=fwrite(fid,a3,'float64');
fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir
n'.xx.a3
end
status=fclose(fid);
```

Gelişmiş Chen denklemi

% *************************************
%********************* Gelişmiş Chen denklemi ***********************************
% ************************************
% Chen(1963) denkleminin sadece bazı katsayıları değiştirildi *********
»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»»
0/0 ***********************************
% M.Turhan Coban Soğutma Sistemlerinin Esasları ******************************
0% ************************************

clc;clear;

format bank D=input((n Boru capi [m]/n));A=pi*D*D/4;V=input($\langle n Akişkan hızı [m/s] n'$); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $G=V*ro_l;$ %kütlesel hız [kg/(s.m^2)] h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); cp_v=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); $k_l=input((N S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1}));$ $k_v=input((n Gaz faz isi iletim katsayisi [W/(m.K)]/n');$ dTsat=input(\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akışkan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat)n'; Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); mu_l=input(\\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); $Pr_l=cp_l*mu_l/k_l;$ dPsat=input('\n Akışkanın duvar sıcaklığındaki doyma basıncı ile bulunduğu sıcaklıktaki doyma basıncı arasındaki fark (Pwall(T)-Psat(T))[Pa]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); %****Pipe Material******************************* Absolute Roughness(e)*** %****Drawn copper********************************1.5e-6[m]********** %****Commercial steel*****************45e-6[m]********* %****Wrought iron***********************45e-6[m]********** %****Asphalted cast iron*******************120e-6[m]********* %****Galvanized iron ****************************150e-6[m]********* filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99 $Re_f=(D.*G.*(1-xx))./mu_l;$ Xtt=(((1-xx)./(0.9)).^(0.9)).*((ro_v./ro_l).^(0.5)).*((mu_l./mu_v).^(0.1)); if (1./Xtt) <= 0 $F=(1-xx).^{(0.8)};$ else F=(2.35).*((0.213+(1./Xtt)).(0.736)).*((1-xx).(0.8));

```
end

hf=0.023.*(Re_f.^(0.8)).*(Pr_1.^(0.4)).*(k_1./D).*F;

Re_tp=(((F).^(1.25)).*(Re_f));

S=1./(1+((2.53e-6)*((Re_tp).^(1.17))));

h_nb=0.00122.*((((k_1).^(0.79)).*((cp_1).^(0.9)).*((ro_1).^(0.49)))./((sigma.^(0.5)).*(mu_1.^(

0.29)).*(h_fg.^(0.24)).*(ro_v.^(0.24)))).*((dTsat.^(0.24)).*(dPsat.^(0.75)).*S);

h_tp=hf+h_nb;

count=fwrite(fid,h_tp,'float64');

fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir

\n',xx,h_tp)

end

status=fclose(fid);

fid=fopen(filename,'r');

[in_array_kitap count]=fread(fid,[1 99],'float64');

x=0.01:0.01:0.99;
```

Shah(1982) korelasyonu

clc;clear;

D=input('\n Boru çapı [m]\n'); A=pi*D*D/4; V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l; h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); k_l=input('\n Sıvı faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); k_v=input('\n Gaz faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); dTsat=input('\n Ortalama duvar sıcaklığı ile akışkan doyma sıcaklığı arasındaki fark(Twall-Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n');

```
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
cp_l=input('\n S1v1 faz öz1s1s1[J/(kg*K)]\n');
cp_v=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n');
Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;
qflux=input('\n Boru üzerindeki 1s1 akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek) [W/m2]
\n');
Bo=q_flux/(G*h_fg);
ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n');
%****Pipe Material******************************* Absolute Roughness(e)***
%****Commercial steel***************************45e-6[m]***********
%****Wrought iron*************************45e-6[m]**********
%****Asphalted cast iron*******************120e-6[m]*********
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
Re_l=(G.*(1-xx).*D)./mu_l;
h_l=0.023.*(Re_l.^{(0.8)}).*(Pr_l.^{(0.4)}).*(k_l./D);
N=(((1-xx)./(xx)).^(0.8)).*((ro_v./ro_l).^(0.5));
F_l=(V*V)/(g*D);
if Bo>0.0011
 Fs=14.7:
else
 Fs=15.43;
end
if (N>1.0) && (Bo>0.0003)
 h=h_1.*230.*Bo.^(0.5);
elseif (N>1.0) && (Bo<0.0003)
 h=h_1.*(1+(46.*(Bo.^{(0.5))}));
elseif (1.0>N>0.1)
 h=h_l.*Fs.*(Bo.^{(0.5)}).*(exp((2.74.*N)-1));
elseif (N<0.1)
 h=h_l.*Fs.*(Bo.^(0.5)).*(exp((2.74.*N)-1));
end
```

```
h_2=h_l.*1.8./(N.^(0.8));

if h>h_2

dd=h;

else

dd=h_2;

end

count=fwrite(fid,dd,'float64');

fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir

\n',xx,dd)
```

end

```
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[in_array_Shah count]=fread(fid,[1 99],'float64');
x=0.01:0.01:0.99;
```

Steiner - Taborek (1992) korelasyonu

% *************************************
%**********Steiner-Taborek Asimtotik Model*******************************
%*************** Dikey borular için **********************************
% *************************************
%*************Steiner Taborek Standart katsavıları*****************
% *************************************
%*Fluid******p_crit(bar)*******M(kg/mol)****qo(W/m^2)**h_nbo*(W/m2*K)
% Methane******46*****46***********************
%Ethane********48.8***************************
%Propane*******42.4******44.10******20000****4000*****
%n_Butane******38.0******58.12*****20000****3300*****
%n_Pentane******33.7*******72.15******20000****3070******
%Isopentane*****33.3*******72.15*****20000****2940*****
%n-Hexane******29.7******86.18*****20000****2840*****
%n-Heptane******27.3************100.2******20000****2420******
%Cyclohexane*****40.8*******************************
%Benzene******48.9******78.11******20000****2730*****
%Toluene*******41.1*******92.14*****20000****2910*****
%Diphenyl*******38.5*******154.2******20000****2030******
%Methanol******81.0******************************
%Ethanol*******63.8*****63.8******46.07******20000****3690*****

%n_Propanol******51.7*******60.10******20000****3170******
%Iso-propanol*****47.6*********60.10*******20000*****2920******
%n-Butanol******49.6********74.12******20000****2750******
%Iso-butanol*****43.0***********74.12******20000****2940******
%Acetone*******47.0******58.08******20000****3270*****
%R-11*********44.0*******137.4******20000****2690*****
%R-12**********41.6*******120.9******20000****3290*****
%R-13************************************
$\% R-13 B1^{************************************$
%R-22*********49.9******86.47******20000****3930*****
%R-23********48.7******70.02******20000****4870*****
%R-113********34.1*******187.4*****20000****2180*****
%R-114***********************************
%R-115***********************************
%R-123************************************
%R-134a*******40.6*******102.0******20000****3500*****
%R-152a*******45.2******66.05******20000****4000****
%R-226***********************************
%R-227*******29.3******170.0******20000****3800*****
$\% RC318^{*********28.0^{*********200.0^{********20000^{*****2710^{*******2710}}}$
%R-502*******40.8*******111.6******20000****2900*****2900*****
%Chloromethane****66.8******50.49******20000****4790*****
%Tetrachloromethane45.6********153.8********20000*****2320******
%Tetraflouromethane37.4*********88.00*******20000****4500*****
%Helium*******2.275******4.000*****1000****1990*****
%Hydrogen(para)****12.97**************2.02********10000*****12220*****
%Neon************26.50********20.18*****10000****8920*****
%Nitrogen******34.00*******28.12*****10000****4380******
%Argon*******49.00*******39.95*****10000****3870*****
%Oxygen*******50.80*******32.00*****10000****4120*****
%Water********220.6******18.02*****150000***25580*****
%Ammonia******113.0******17.03*****150000****36640*****
%Carbon Dioxide****73.80********44.01*******150000****18890*****
%SulfurHexaflouride37.60********146.1******150000****12230*****
%

D=input((n Boru capi [m]/n));A=pi*D*D/4;V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro 1;% mass velocity $[kg/(s.m^2)];$ h_nbo=input('\ Referans 1s1 ak1s1ndaki(qo) lokal havuz çekirdekli kaynama 1s1 transferi katsayısı(programda listeli)\n'); h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); qo=input('\n Referans 1s1 ak1s1 (Programda listeli)[W/m^2]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $cp_l=input((n S_1v_1 faz \ddot{o}_{21S_1S_1}[J/(kg^*K)]));$ cp v=input($\ln Gaz faz \ddot{o}z_{1S1S1}[J/(kg^{K})]/n'$); $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');$ $k_g=input((n Gaz faz isi iletim katsayisi [W/(m.K)]/n');$ Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); M=input('\n Akışkanın molar kütlesi [kg/kmol] \n'); pr=input('\n Indirgenmiş basınç(psat/pcrit) \n'); ro=0.3e-6: dio=10e-3; xcrit=input('\n Kritik buhar kalitesi(x=0.5 varsayılan) \n'); Rpo=1e-6; **Rp=input(**\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); $Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;$ Pr_g=mu_g*cp_v/k_g; qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek)[W/m2]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99; $Re_l=(G.*D)./mu_l;$ % Serghides's solution is used to solve directly for the Darcy–Weisbach % friction factor f for a full-flowing circular pipe. % It is an approximation of the implicit Colebrook–White equation. % The equation was found to match the Colebrook–White equation within %0.0023% for a test set with a 70-point matrix consisting of ten relative % roughness values (in the range 0.00004 to 0.05) by seven Reynolds numbers (2500 to 1e8).

 $A1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(12./Re_l));$ $B1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A1./Re_l));$ $C1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B1./Re_l));$ $f_l=((A1-(((B1-A1))*(B1-A1))/(C1-(2)*B1)+A1)))^{(-2)};$ $h_l = (((f_1./8).*(Re_l-1000).*Pr_l.*k_l)./((1+(12.7.*(sqrt(f_1./8)).*((Pr_l.^(2./3))-1))).*(D)));$ $Re_g=(G.*D)./mu_g;$ %Serghides's solution is used to solve directly for the Darcy-Weisbach % friction factor f for a full-flowing circular pipe. % It is an approximation of the implicit Colebrook–White equation. % The equation was found to match the Colebrook–White equation within %0.0023% for a test set with a 70-point matrix consisting of ten relative %roughness values (in the range 0.00004 to 0.05) by seven Reynolds numbers (2500 to 1e8). A11=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(12./Re_g)); $B11=-2.*\log 10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A11./Re g));$ C11=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B11./Re_g)); f_g=((A11-(((B11-A11).*(B11-A11))/(C1-(2.*B11)+A11)))^(-2)); $h_g = (((f_g./8).*(Re_g-1000).*Pr_g.*k_g)./((1+(12.7.*(sqrt(f_g./8)).*((Pr_g.^(2./3))-(2./3))))))$ 1))).*(D))): q_onb=((2.*sigma.*Tsat.*h_l)./(ro*ro_v.*h_fg)); if (xx<xcrit) && (qflux>q_onb) $Ftp = (((1-xx).^{(1.5)}) + (1.9.^{((xx).^{0.6}).*((ro_1./ro_v).^{(0.35)}))).^{(1.1)};$ elseif qflux<q_onb $Ftp = (((((1-xx).^{(1.5)})+(1.9.^{*}(xx.^{(0.6)}).^{*}((1-xx).^{(0.01)}).^{*}((ro_{1}./ro_{v}).^{(0.35)}))).^{(-1.5)})$ $2.2)) + (((h_g./h_l).*(xx.^{(0.01)}).*(1+(8.*((1-xx).^{(0.7)}))).*((ro_l./ro_v)^{(0.67)})).^{(-2)}))^{(-2)}))^{(-2)}))^{(-2)}))^{(-2$ 0.5; end $FM=0.377+(0.199*\log(M))+(0.000028427.*M.*M);$ $Fpf=(2.816.*(pr.^{(0.45)}))+((3.4+(1.7./(1-(pr.^{(7))}))).*(pr^{(3.7)}));$ nf=0.8-(0.1.*exp(1.75.*pr));Fnb=Fpf.*((qflux./qo).^(nf)).*((D./dio).^(-0.4)).*((Rp./Rpo).^(0.133)).*(FM); $h_tp = ((((h_nbo.*Fnb).^3) + ((h_l.*Ftp).^{(3)}))^{(1/3)});$ count=fwrite(fid,h_tp,'float64'); fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir n',xx,h_tp end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in array Steiner count]=fread(fid,[1 99],'float64');

Ek 2 Yatay Borularda Çift Fazlı Isı Transferi

Thome -- El Jahal (2003) akış modeli

%************Thome -- El Jahal akış modeli (2003) *************** %******John-Thome Favrat modelinin gelişmiş modelidir******* %*****Rouhanni-Axelsson kaymalı akış modelini kulanır ****** %Akışkanlar : R 134a, R 123, R 502, R 402, R 404a, R 407 cve amonyak* % Tüp mettalleri :Bakır,Karbon alaşımlı çelik,Paslanmaz çelik ** %**Wolverine Tube, Inc Engineering Data Handbook III Chapter 10 ***** clc;clear;

format bank; D=input('\n Boru çapı [m]\n'); A=pi*D*D/4; V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l;%kütlesel hız h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); ro_v=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); cp_l=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); cp_v=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); k_l=input('\n Sıvı faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); Pr_l=mu_l*cp_l/k_l; M=input('\n Akışkanın molar kütlesi [kg/kmol] \n'); pr=input('\n İndirgenmiş basınç(psat/pcrit) \n'); qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek)[W/m2]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');

q_dnb=0.131*sqrt(ro_v)*h_fg*((g*(ro_l-ro_v)*sigma)^(0.25)); $F1_q=(646.0*((q/q_dnb)^2))+(64.8*(q/q_dnb));$ F2 q=((18.8*(q/q dnb))+1.023);We_Fr_l=(g*D*D*ro_l)/sigma; disp('Dalgalı akış için kütlesel hız matrisi oluşturma') filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99 xx).*((g.*sigma.*(ro l-ro v)).^(0.25)))./(G.*sqrt(ro l)))).^(-1)); $A_ld=(A.*(1-ep))./(D.*D);$ $A_gd = ((A.*ep)./(D.*D));$

 $\begin{aligned} & \text{strat}_an=(2.*pi-2.)*((pi.*(1-ep))+(((3.*pi./2).^{(1./3)}).*((1)-(2.*(1-ep))+((1-ep).^{(1./3)})-((ep).^{(1./3)}))-(0.005.*(1-ep).*ep.*(1-(2.*(1-ep))).*(1+(4.*(((1-ep).^2)+(ep.^{(2)})))))); \\ & h_ld=(0.5).*(1-\cos(((2.*pi)-\text{strat}_an)./2)); \\ & P_id=sin(((2.*pi)-\text{strat}_an)./2); \\ & P_ie=P_id.*D; \\ & h=h_ld.*D; \\ & A_l=A_ld.*D.*D; \\ & A_g=A_gd.*D.*D; \end{aligned}$

```
\begin{split} &ep\_ph=((1.138+(2.*log10(pi./(1.5.*A_ld)))).^{(-2)});\\ &m\_wavy=sqrt(((16.*A\_gd.*A\_gd.*A\_gd.*g.*D.*ro\_l.*ro\_v)./(xx.*xx.*pi.*pi.*sqrt(1-(((2.*h\_ld)-1).*((2.*h\_ld)-1)))))*((((pi.*pi)./(25.*h\_ld.*h\_ld)).*(((1-xx).^{(-F1_q)}).*((We\_Fr\_l).^{(-F2_q)}))+1))+50; \end{split}
```

count=fwrite(fid,m_wavy,'float64');

end

status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_array count]=fread(fid,[1 99],'float64'); % status1=fclose(fid);

for xx=0.01:0.01:0.99

xx).*((g.*sigma.*(ro 1-ro v)).^(0.25)))./(G.*sqrt(ro 1)))).^(-1)); $A_ld=(A.*(1-ep))./(D.*D);$ A gd=((A.*ep)./(D.*D));strat_an=(2.*pi-2.)*((pi.*(1-ep))+(((3.*pi./2).^(1./3)).*((1)-(2.*(1-ep))+((1-ep).^(1./3))- $((ep).^{(1/3)})) - (0.005.^{(1-ep)}.^{ep.^{(1-(2.^{(1-ep)}))}.^{(1+(4.^{(((1-ep).^2)+(ep.^{(2)})))))})))$ $h_ld=(0.5).*(1-cos(((2.*pi)-strat_an)./2));$ $P_id=sin(((2.*pi)-strat_an)/2);$ Pi=P_id.*D: h=h ld.*D; $A_l=A_ld.*D.*D;$ $A_g=A_gd.*D.*D;$ $ep_ph=((1.138+(2.*log10(pi./(1.5.*A_ld)))).^{(-2)});$ m_mist=sqrt(((7680.*A_gd.*g.*D.*ro_l.*ro_v)./(xx.*xx.*pi.*pi.*ep_ph)).*(1./We_Fr _l)); count1=fwrite(fid1,m_mist,'float64');

end

```
filename2=input('Enter file name:','s');
fid2=fopen(filename2,'a+');
```

 $A_l=A_ld.*D.*D;$ $A_g=A_gd.*D.*D;$

ep_ph=((1.138+(2.*log10(pi./(1.5.*A_ld)))).^(-2));

```
m_strat=(((226.3.*226.3.*A_ld.*A_gd.*A_gd.*ro_v.*(ro_l-ro_v).*mu_l.*g)./(xx.*xx.*(1-xx).*pi.*pi))^(1/3));
count2=fwrite(fid2,m_strat,'float64');
```

end

```
status4=fclose(fid2);
fid2=fopen(filename2,'r');
[in_array2 count2]=fread(fid2,[1 99],'float64');
status5=fclose(fid2);
*
x_ia=(((0.2914*((ro_v/ro_l)^{-1/1.75}))*((mu_l/mu_g)^{-1/7}))+1)^{-1});
*
xxx=0.01:0.01:0.99;
*
m = [0 50 100 150 200 250 300 350 400 450 500 550 600 650 700 750 800 850 900 950 1000];
length(m):
x_ia x_ia x_ia x_ia];
length(xxxx);
plot(xxx,in_array,'r')%Dalgalı akış plotu
axis([00.990400])
grid on
hold on
plot(xxxx,m,'g')%sınır çizgisi
plot(xxx,in_array1,'b')%Sisli akış plotu
plot(xxx,in_array2,'k')%Katmanlı(Tabakalı) akış
hold off
gtext('Katmanlı(Tabakalı) akış')
gtext('Katmanlı(Tabakalı)-Dalgalı akış')
gtext('Kesikli akış')
gtext('Halkasal akış')
gtext('Sisli akış')
fprintf('\n Bu akışkan için kütlesel hız %6.2f [kg/m2s] dir\n',G);
[x ]=ginput(1);
[x1] = ginput(1);
[a1] = x(1);
a2=x1(1);
```

```
a11=a1*100;
disp('*******Isi transferi katsayılarını hesaplama*****')
a22=a2*100:
a222=ceil(a22);
for xw=0.01:0.01:(a1)
 xw1=xw*100;
 xw11=ceil(xw1);
  ep=(xw./ro_v).*((((1+(0.12.*(1-xw)))).*((xw./ro_v)+((1-xw)./(ro_1))))+((1.18.*(1-xw))))))))
xw).*((g.*sigma.*(ro_l-ro_v)).^(0.25)))./(G.*sqrt(ro_l)))).^(-1));
  strat=(2.*(pi-acos(2.*ep-1)));
 strat_dry=strat.*((in_array(xw11)-G)./(in_array(xw11)-in_array2(xw11)));
 delta=((pi*D*(1-ep))/(2*(2*pi-strat_dry)));
 h_cb=0.0133*(((4*G*(1-xw)*delta)/((1-
(0.69) \times (0.69) \times ((cp 1 \times 1)^{(0.4)}) \times (k 1/delta);
 h_vap=0.023*(((G^*xw^*D)/(ep^*mu_g))^{(0.8)})*((cp_v^*mu_g/k_g)^{(0.4)})*(k_g/D);
 h_nb=55*(pr^{(0.12)})*((-log10(pr))^{(-0.55)})*(M^{(-0.5)})*(q^{(0.67)});
 h_wet=(((h_nb^3)+(h_cb^3))^{(1/3)});
 h_tp=(((D*strat_dry*h_vap)+(D*(2*pi-strat_dry)*h_wet))/(2*pi*D));
fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir
n',xw,h_tp
```

end

for xw5=(a1+0.01):0.01:a2 strat_dry=0; delta=((pi*D*(1-ep))/(2*(2*pi-strat_dry))); h_cb=0.0133*(((4*G*(1-xw5)*delta)/((1ep)*mu_1))^(0.69))*((cp_1*mu_1/k_1)^(0.4))*(k_1/delta); h_vap=0.023*(((G*xw5*D)/(ep*mu_g))^(0.8))*((cp_v*mu_g/k_g)^(0.4))*(k_g/D); h_nb=55*(pr^(0.12))*((-log10(pr))^(-0.55))*(M^(-0.5))*(q^(0.67)); h_wet=(((h_nb^3)+(h_cb^3))^(1/3)); h_tp1=(((D*strat_dry*h_vap)+(D*(2*pi-strat_dry)*h_wet))/(2*pi*D)); fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir \n',xw5,h_tp1) end

```
for xw6=(a2):0.01:0.99
    a22=a2*100;
    a222=ceil(a22);
    ep=(xw6./ro_v).*(((((1+(0.12.*(1-xw6)))).*((xw6./ro_v)+((1-xw6)./(ro_l))))+((1.18.*(1-xw6).*((g.*sigma.*(ro_l-ro_v)).^(0.25)))./(G.*sqrt(ro_l)))).^(-1));
    strat=(2.*(pi-acos(2.*ep-1)));
    strat_max=strat.*((in_array(a222)-G)./(in_array(a222)-in_array2(a222)));
    strat_dry=((2*pi-strat_max).*(xw6-a2)./(0.99-a2))+strat_max;
```

```
 delta=((pi*D*(1-ep))/(2*(2*pi-strat_dry))); \\ h_cb=0.0133*(((4*G*(1-xw6)*delta)/((1-ep)*mu_l))^{(0.69)}*((cp_l*mu_l/k_l)^{(0.4)})*(k_l/delta); \\ h_vap=0.023*(((G*xw6*D)/(ep*mu_g))^{(0.8)}*((cp_v*mu_g/k_g)^{(0.4)})*(k_g/D); \\ h_nb=55*(pr^{(0.12)})*((-log10(pr))^{(-0.55)})*(M^{(-0.5)})*(q^{(0.67)}); \\ h_wet=(((h_nb^3)+(h_cb^3))^{(1/3)}); \\ h_tp3=(((D*strat_dry*h_vap)+(D*(2*pi-strat_dry)*h_wet))/(2*pi*D)); \\ fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir 
\n',xw6,h tp3)
```

end

Ek 3 Çift Fazlı Akışta Basınç Düşümü

Homojen Basınç Düşümü Modeli

%********* Boru ici akıslar icin uvgundur******* %****dP_toplam=dP_statik+dP_momentum+dP_sürtünme** %Buhar kalitesi bütün boru boyunca sabitse uygundur ****** %Wolverine Tube, Inc --- Engineering Handbook III --- Chapter 12 clc;clear; format long V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $G=V*ro_l;$ %Kütlesel hız [kg/(s.m^2)] h_fg=input('\n Buharlaşma 15151 [J/kg]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru cap1 [m]/n)): L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n'); teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99 eps_h=1./(1+(((1-xx)./(xx)).*(ro_v./ro_l))); $ro_h=(ro_l.*(1-eps_h))+(ro_v.*eps_h);$ dP static=ro h.*g.*L.*sin(teta);

dP mom=0; %Momentum değişimi, buhar kalitesi değişmediğinden sabit $mu_tp=((xx*mu_g)+(1-xx)*mu_l);$ Re_tp=G*D/mu_tp; f tp= $0.079/((\text{Re tp})^{(0.25)});$ $ro_tp = (ro_v * xx) + (ro_l * (1 - xx));$ dP friction=(2*f tp*L*G*G)/(D*ro tp);dP_total=dP_friction+dP_mom;%[N/m2] count=fwrite(fid,dP_total,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır n',xx,dP total/1000); end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_array_homogenous count]=fread(fid,[1 99],'float64'); xxxx=0.01:0.01:0.99; plot(xxxx,in_array_homogenous,'g*') grid on axis([0 0.99 0 100]) xlabel('Buhar kalitesi') ylabel('Çift fazlı basınç düşümü (Pa)')

Boru İçi Akışlar İçin Ayrık Model

Bankoff Modeli

% *************************************
%*********Bankoff korelasyonu************************************
% *************************************
% *************************************
%Wolverine Tube, Inc Engineering Handbook III
%*************************************
% ************************************
clc;clear;
format bank
xx_out=0.99;
xx_inlet=0.01;

V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');

```
G=V*ro l;%mass velocity [kg/(s.m^2)]
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
mu_l=input('\n S1v1 faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n');
teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename.'a+'):
for xx=0.01:0.01:0.99
beta = (0.71 + (2.35 * (ro_v/ro_l)))/(1 + (((1-xx)/xx) * (ro_v/ro_l)));
fract=(1/(1-xx))*((1-(beta*(1-(ro_v/ro_l))))^{(3/7)}*(1+(xx*((ro_l/ro_v)-1)));
Re l=G.*D./mu l;
f_l=0.079./(Re_l.^(0.25));
dp dz l=f l*2*G*G/(D*ro_l);
dP friction=dp dz 1*(fract^{7/4});
eps=(xx./ro_v)*((((1+(0.12*(1-xx)))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1.18.*(1-xx))))))*((xx./ro_v)+(((1-xx)./ro_l)))*(((1-xx)./ro_l))))
xx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro_l))))^(-1));
eps2=momoutlet(0.99);
eps1=mominlet(0.01);
P_out=G.*G.*((((1-xx_out).*(1-xx_out))./(ro_1.*(1-
eps2)))+((xx_out.*xx_out)./(ro_v.*eps2)));
P_in=G.*G.*((((1-xx_inlet).*(1-xx_inlet)))./(ro_l.*(1-
eps1)))+((xx_inlet.*xx_inlet)./(ro_v.*eps1)));
dP momentum=P out-P in;
ro_tp=((ro_1.*(1-eps))+(ro_v*eps));
dP_static=ro_tp.*g.*L.*sin(teta);
dP_Total=dP_momentum+dP_friction;
count=fwrite(fid,dP_Total,'float64');
fprintf(\n Çift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır
n',xx,dP_Total/1000);
```

```
end
status=fclose(fid);
```

Chawla korelasyonu

```
clc:clear:
format bank
xx_out=0.99;
xx inlet=0.01;
V=input(\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle;
g=input('\n Yercekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;%mass velocity [kg/(s.m^2)]
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n');
teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
ro_h=(((xx/ro_v)+(1-xx)/(ro_l))^{(-1)});
Fr_h=(G^*G/(g^*D^*ro_h^*ro_h));
Re_g=G*D/mu_g;
S=1/(9.1*((1-xx)/(xx))*((Re_g*Fr_h)^{(-0.167)})*((ro_l/ro_v)^{(-0.9)})*((mu_l/mu_g)^{(-0.5)}));
chaw=(xx^{(1.75)})*((1+((S*(1-xx)*ro_v)/(xx*ro_l)))^{(2.375)});
f_g=0.079/(Re_g^{(0.25)});
dp_dz_g = (f_g * 2 * G * G)/(D * ro_v);
```

```
dP_friction=dp_dz_g*chaw;
```

 $eps=(xx./ro_v)*((((1+(0.12*(1-xx)))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1.18.*(1-xx)))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v)))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_v))))*((xx./ro_v)+((1-x)))))*((xx./ro_v)+((1-x)))))*((xx./ro_v)+((1-x)))))*((xx./ro_v)+((1-x))))))))))$ xx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro_l))))^(-1)); eps2=momoutlet(0.99); eps1=mominlet(0.01); P_out=G.*G.*((((1-xx_out).*(1-xx_out))./(ro_l.*(1eps2)))+((xx_out.*xx_out)./(ro_v.*eps2))); P_in=G.*G.*((((1-xx_inlet).*(1-xx_inlet)))./(ro_l.*(1eps1)))+((xx_inlet.*xx_inlet)./(ro_v.*eps1))); dP momentum=P out-P in; ro_tp=((ro_l.*(1-eps))+(ro_v*eps)); dP_static=ro_tp.*g.*L.*sin(teta); dP_Total=dP_momentum+dP_friction; count=fwrite(fid,dP_Total,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır $n',xx,dP_Total/1000);$ end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_array_homogenous_Chawla count]=fread(fid,[1 99],'float64'); xxxx=0.01:0.01:0.99; plot(xxxx,in_array_homogenous_Chawla,'g*') grid on axis([0 0.99 0 5000000]) xlabel('Buhar kalitesi')

ylabel('Çift fazda basınş düşümü (Pa)')

Chisholm korelasyonu

format bank

xx_out=0.99; xx_inlet=0.01; n=0.25; V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');

```
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;%kütlesel hız [kg/(s.m^2)]
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru cap1 [m]/n));
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n');
teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
Re_g=G.*D./mu_g;
f g=0.079./(Re g.^(0.25));
Re_l=G.*D./mu_l;
f l=0.079./(Re l.^(0.25));
dp_dz_l=f_l*2*G*G/(D*ro_l);
dp_dz_g=f_g*2*G*G/(D*ro_v);
Y = sqrt(dp_dz_g/dp_dz_l);
if 0<Y<9.5
 if G>1900
   B = (55/sqrt(G));
 elseif 500<G<1900
   B=(2400/G);
 elseif G<500
   B=4.8:
 end
elseif 9.5<Y<28
 if G<=600
   B = (520/(Y*sqrt(G)));
 else
   B=21/Y;
 end
elseif Y>21
 B=15000/(Y*Y*sqrt(G));
end
fract=1+((Y*Y-1)*(((B*(xx^{(2-n)/2)}))*((1-xx)^{((2-n)/2)}))+(xx^{(2-n)})));
dP_friction=dp_dz_l*fract;
eps=(xx./ro_v)*((((1+(0.12*(1-xx)))).*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1.18.*(1-xx))))).*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1-xx)./ro_l))))
xx).*(g.*sigma.*(ro 1-ro v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro 1)))))^(-1));
```

```
%
```

eps2=momoutlet(0.99);

dP_Total=dP_momentum+dP_friction; count=fwrite(fid,dP_Total,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır \n',xx,dP_Total/1000);

end

Friedel korelasyonu

mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru cap1 [m]/n));sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n'); teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n'); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99 $Re_g=G.*D./mu_g;$ f_g=0.079./(Re_g.^(0.25)); Re_l=G.*D./mu_l; f l=0.079./(Re l.^(0.25)); $dP_l=4.*f_l.*(L./D).*G.*G.*(1./(2.*ro_l));$ ro_h=1./((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l)); Fr_h=(G.*G)./(g.*D.*ro_h.*ro_h); E=((1-xx).*(1-xx))+(xx.*xx).*(ro_l./ro_v).*(f_g./f_l); $F=(xx.^{(0.78)}).^{(1-xx).^{(0.224)}};$ $H = ((ro_1./ro_v).^{(0.91)}).*((mu_g./mu_l).^{(0.19)}).*((1-(mu_g./mu_l))^{(0.7)});$ We_l=(G.*G.*D)./(sigma.*ro_h); fract= $E+((3.24.*F.*H)./(((Fr_h).^{(0.045)}).*(We_l.^{(0.035)})));$ dP friction=dP 1.*fract; xx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro_l))))^(-1)); eps2=momoutlet(0.99); eps1=mominlet(0.01); P_out=G.*G.*((((1-xx_out).*(1-xx_out))./(ro_1.*(1eps2)))+((xx_out.*xx_out)./(ro_v.*eps2))); P_in=G.*G.*((((1-xx_inlet).*(1-xx_inlet)))./(ro_l.*(1eps1)))+((xx_inlet.*xx_inlet)./(ro_v.*eps1))); dP_momentum=P_out-P_in; ro_tp=((ro_l.*(1-eps))+(ro_v*eps)); dP_static=ro_tp.*g.*L.*sin(teta);

dP_Total=dP_momentum+dP_friction; count=fwrite(fid,dP_Total,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır $n',xx,dP_Total/1000);$ end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [in_array_homogenous_Friedel count]=fread(fid,[1 99],'float64'); xxxx=0.01:0.01:0.99; plot(xxxx,in_array_homogenous_Friedel,'g*') grid on xlabel('Buhar kalitesi') ylabel('Çift fazda basınş düşümü (Pa)')

Grönnerud korelasyonu

```
%******Wolverine Tube, Inc --- Engineering Handbook III*********
clc;clear
format bank
xx_out=0.99;
xx_inlet=0.01;
V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;\%Kütlesel hız[kg/(s.m^2)]
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
L=input(\langle n Boru uzunluğu | m | \langle n' \rangle;
teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
Fr_l=(G^*G)/(g^*D^*ro_l^*ro_l);
if Fr_l >= 1
 fr l=1;
else
 fr_l=((Fr_l)^{(0.3)}+(0.0055^{(log(1/Fr_l))^{(log(1/Fr_l))});
```

end $dp_dz = fr_l^*(xx + (4^*((xx^{(1.8))} - ((xx^{(10)})^*(fr_l^{(0.5)}))))));$ fract=1+((dp_dz)*(((ro_l/ro_v)/((mu_l/mu_g)^(0.25)))-1)); Re l=G.*D./mu l; f_l=0.079./(Re_l.^(0.25)); $dP_l=4*f_l*(L/D)*G*G*(1/(2*ro_l));$ dP frict=fract*dP_l; $eps=(xx./ro_v)*((((1+(0.12*(1-xx)))).*((xx./ro_v)+((1-xx)./ro_l))+(((1.18.*(1-xx)))))))$ xx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro_l))))^(-1)); eps2=momoutlet(0.99); eps1=mominlet(0.01); P_out=G.*G.*((((1-xx_out).*(1-xx_out)))./(ro_1.*(1eps2)))+((xx_out.*xx_out)./(ro_v.*eps2))); P_in=G.*G.*((((1-xx_inlet).*(1-xx_inlet)))./(ro_l.*(1eps1)))+((xx_inlet.*xx_inlet)./(ro_v.*eps1))); dP momentum=P out-P in; $ro_tp=((ro_l.*(1-eps))+(ro_v*eps));$ dP_static=ro_tp.*g.*L.*sin(teta); dP_Total=dP_momentum+dP_frict; count=fwrite(fid,dP_Total,'float64'); fprintf(\n Cift fazlı basınc düsümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır $n',xx,dP_Total/1000$;

end

Lockhart- Martinelli korelasyonu

```
%******Wolverine Tube, Inc --- Engineering Handbook III*********
clc;clear;
format bank
xx out=0.99;
xx_inlet=0.01;
C=input('\n Lockhart Martinelli katsayısı (Programda verilmiştir) \n');
V=input(\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle;
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n S1v1 faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;%Kütlesel hız [kg/(s.m^2)]
ro v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n');
teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
Re_g=G.*D./mu_g;
f_g=0.079./(Re_g.^(0.25));
Re_l=G.*D./mu_l;
f l=0.079./(Re_l.^(0.25));
dP_l=4*f_l*(L/D)*G*G*(1-xx)*(1-xx)*(1/(2*ro_l));
dP_g=4*f_g*(L/D)*G*G*xx*xx*(1/(2*ro_v));
%-----
X_tt=(((1-xx)/xx)^{(0.9)}*((ro_v/ro_l)^{(0.5)})*((mu_l/mu_g)^{(0.1)});
if Re 1 > 4000
 fract_l=(1+(C/X_tt)+(1/(X_tt^2)));
 dP frict=fract 1*dP 1;
else
```

```
fract l=(1+(C*X tt)+(X tt^2));
 dP_frict=fract_l*dP_g;
end
xx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro_l)))))^(-1));
eps2=momoutlet(0.99);
eps1=mominlet(0.01);
P out=G.*G.*((((1-xx out).*(1-xx out))./(ro 1.*(1-
eps2)))+((xx_out.*xx_out)./(ro_v.*eps2)));
P_in=G.*G.*((((1-xx_inlet).*(1-xx_inlet))./(ro_l.*(1-
eps1)))+((xx_inlet.*xx_inlet)./(ro_v.*eps1)));
dP_momentum=P_out-P_in;
ro_tp=((ro_l.*(1-eps))+(ro_v*eps));
dP_static=ro_tp.*g.*L.*sin(teta);
dP_Total=dP_momentum+dP_frict;
count=fwrite(fid,dP_Total,'float64');
fprintf(\n Cift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır
```

```
n',xx,dP_Total/1000);
```

end

xlabel('Buhar kalitesi ') ylabel('Çift fazda basınç düşümü (Pa)')

Momentum giriş kodu

function [eps1] = mominlet(xxx)

```
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
```

 $\begin{array}{l} V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); \\ G=V*ro_l; \\ eps1=(xxx./ro_v)*((((1+(0.12*(1-xxx)))).*((xxx./ro_v)+((1-xxx)./ro_l))+(((1.18.*(1-xxx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^{(0.25)}))./(G.*G.*sqrt(ro_l)))))^{(-1)}); \\ end \end{array}$

Momentum çıkış kodu

```
function [ eps2 ] = momoutlet( xxx )
```

```
\label{eq:ro_l=input('\n Sivi faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazi yoğunluğu [kg/m^3]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); G=V*ro_l; eps2=(xxx./ro_v)*((((1+(0.12*(1-xxx))).*((xxx./ro_v)+((1-xxx)./ro_l)))+(((1.18.*(1-xxx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^{(0.25)}))./(G.*G.*sqrt(ro_l)))))^{(-1)});
```

end

Muller - Steinagen ve Heck korelasyonu

```
%******Wolverine Tube, Inc --- Engineering Handbook III*********
clc;clear;
format bank
xx_out=0.99;
xx inlet=0.01;
V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;%Kütlesel hız [kg/(s.m^2)]
ro l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n');
teta=input('\n Borunun yatayla yaptığı açı [radyan]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
```

```
Re g=G.*D./mu g;
f_g=0.079./(Re_g.^{(0.25)});
Re_l=G.*D./mu_l;
f l=0.079./(Re l.^(0.25));
dp_dz_l=f_l*2*G*G/(D*ro_l);
dp_dz_g=f_g*2*G*G/(D*ro_v);
A = dp_dz_l;
B=dp_dz_g;
DD=A+(2*(B-A)*xx);
dP_friction=(DD^*((1-xx)^{(1/3)}))+(B^*xx^*xx^*xx);
xx).*(g.*sigma.*(ro_l-ro_v).^(0.25)))./(G.*G.*sqrt(ro_l))))^(-1));
eps2=momoutlet(0.99);
eps1=mominlet(0.01);
P_out=G.*G.*((((1-xx_out).*(1-xx_out))./(ro_1.*(1-
eps2)))+((xx_out.*xx_out)./(ro_v.*eps2)));
P_in=G.*G.*((((1-xx_inlet).*(1-xx_inlet)))./(ro_l.*(1-
eps1)))+((xx_inlet.*xx_inlet)./(ro_v.*eps1)));
dP_momentum=P_out-P_in;
ro_tp=((ro_l.*(1-eps))+(ro_v*eps));
dP_static=ro_tp.*g.*L.*sin(teta);
dP_Total=dP_momentum+dP_friction;
count=fwrite(fid,dP Total,'float64');
fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü buhar kalitesi %2.1f iken %6.7f kPa dır
n',xx,dP Total/1000);
end
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[in_array_homogenous_Muller count]=fread(fid,[1 99],'float64');
xxxx=0.01:0.01:0.99;
plot(xxxx,in_array_homogenous_Muller,'r+')
grid on
xlabel('Buhar kalitesi ')
ylabel('Çift fazda basınç düşümü (Pa)')
```

Soğutucu Karışımların Çift Fazlı Isı Transferi

Bivens -- Yokozeki korelasyonu

%********* Jung ve Wattelet korelasyonunun modifiye edilmiş hali *** %***Taylor and Francis Group -- 8. Heat Transfer of refrigerant mixtures ** clc:clear format bank V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $G=V*ro_l;$ %Kütlesel hız [kg/(s.m^2)]; h fg=input('\n Buharlasma 15151 [J/kg]\n'); cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); cp_v=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); k l=input('\n Sıvı faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n'); Tdew=input('\n Akışkanın çiy noktası sıcaklığı [K]\n'); Tbubble=input('\n Akışkanın kabarcıklanma noktası sıcaklığı [K]\n'); L=input('\n Boru boyu [m]\n'); mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru capi [m]/n));M=input('\n Akışkanın molar kütlesi [kg/kmol] \n'); qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek)[W/m2]\n'); Bo=qflux/(G*h_fg); pr=input('\n İndirgenmiş basınç(psat/pcrit) \n'); Re_l=G*D/mu_l; $Fr_l=((G/ro_l)^2)/(g*D);$ if Fr 1<0.25 $R=2.838*(Fr_l^{(0.2)});$ elseif Fr $l \ge 0.25$ R=2.15; end filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xx=0.01:0.01:0.99 T int=0.175*(Tdew-Tbubble)*(1-exp(-qflux/(1.3e-4*ro 1*h fg))); $Xtt=(((1xx)./(xx)).^{(0.9)}).^{((ro_v./ro_l).^{(0.5)}).^{((mu_l./mu_v).^{(0.1)})};$ $F=((0.29+1/Xtt)^{(0.85)});$ $h_l=0.023*(k_l/D)*(Re_l^{(0.8)})*(Pr_l^{(0.4)});$

```
h bc=F^*R^*h l;
```

```
h_nb=55^*(M^{(-0.5)})^*(qflux^{(0.67)})^*(pr^{(0.12)})^*((-log10(pr))^{(-0.55)});
```

h tp= $((h nb^{(2.5)})+(h bc^{(2.5)}))^{(1/2.5)};$ $h_new=h_tp/(1+(h_tp*T_int/qflux));$ count=fwrite(fid,h_tp,'float64'); fprintf("\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir n',xx,h_tp end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [Bivens count]=fread(fid,[1 99],'float64'); x=0.01:0.01:0.99; * plot(x,Bivens,'ro') title('Isi transferi katsayısı vs buhar kalitesi'); xlabel('Buhar kalitesi'); ylabel('Isi transferi katsayısı [W/m2K] ');

Liu -- Winterton korelasyonu

format bank

grid on

V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l;%mass velocity [kg/(s.m^2)]; h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); cp l=input('\n Sıvı faz özisisi[J/(kg*K)]\n'); cp_v=input('\n Gaz faz özisisi[J/(kg*K)]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');$ k v=input('\n Gaz faz 1s1 iletim katsay1s1 [W/(m.K)]\n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru capi [m]/n)); $Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;$ M=input('\n Akışkanın molar kütlesi [kg/kmol] \n'); qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek)[W/m2]\n'); Bo=qflux/(G*h_fg);

```
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
```

```
for xx=0.01:0.01:0.99
  h l=0.023*(k l/D)*(Re l^{(0.8)})*(Pr l^{(0.4)});
  E = (1 + (xx*Pr_l*((ro_l/ro_v)-1)))^{(0.35)};
  S=(1+0.055*(E^{(0.1)})*(Re 1^{(0.16)}))^{(-1)};
  h_nb=55*(M^{(-0.5)})*(qflux^{(0.67)})*(pr^{(0.12)})*((-log10(pr))^{(-0.55)});
  h_{tp}=(((E^{h_l})^2)+((S^{h_n})^2))^{(0.5)};
  count=fwrite(fid,h_tp,'float64');
fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir
n',xx,h tp)
end
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[liu count]=fread(fid,[1 99],'float64');
x=0.01:0.01:0.99:
*
plot(x,liu,'ro')
title('Isi transferi katsayısı vs buhar kalitesi');
xlabel('Buhar kalitesi');
ylabel('Isi transferi katsayısı [W/m2K] ');
grid on
```

Wattelet korelasyonu

format bank

```
V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;% mass velocity [kg/(s.m^2)]
h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n');
cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n');
```

```
cp v=input(\ln Gaz faz \ddot{o}z_{1}s_{1}[J/(kg^{*}K)]/n');
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');
k v=input('\n Gaz faz 1s1 iletim katsay1s1 [W/(m.K)]\n');
L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_v=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;
M=input('\n Akışkanın molar kütlesi [kg/kmol] \n');
qflux=input('\n Boru üzerindeki ısı akısı (eşit dağılımlı olduğu farz edilecek)[W/m2]\n');
Bo=aflux/(G*h fg):
pr=input('\n İndirgenmiş basınç(psat/pcrit) \n');
Re l=G*D/mu l;
Fr_l=((G/ro_l)^2)/(g*D);
if Fr 1<0.25
  R=1.32*(Fr_l^(0.2));
elseif Fr 1>=0.25
  R=1.0:
end
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for xx=0.01:0.01:0.99
  h_l=0.023*(k_l/D)*(Re_l^{(0.8)})*(Pr_l^{(0.4)});
  Xtt=(((1-xx)./(xx)).^(0.9)).*((ro v./ro 1).^(0.5)).*((mu 1./mu v).^(0.1));
  F=1+1.925*(Xtt^(-0.83));
  h_nb=55*(M^{(-0.5)})*(qflux^{(0.67)})*(pr^{(0.12)})*((-log10(pr))^{(-0.55)});
  h_cb=F^h_l^R;
  h_tp=((h_nb^{(2.5)})+(h_cb^{(2.5)}))^{(1/2.5)};
  count=fwrite(fid,h_tp,'float64');
fprintf('\n Kaynamalı ısı transferi katsayısı %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [W/m2K] dir
n',xx,h_tp
end
status=fclose(fid):
fid=fopen(filename,'r');
[Watelett count]=fread(fid,[1 99],'float64');
x=0.01:0.01:0.99:
*
plot(x,Watelett,'ro')
title('Isi transferi katsayısı vs buhar kalitesi');
xlabel('Buhar kalitesi');
ylabel('Isi transferi katsayısı [W/m2K] ');
grid on
```

Soğutucu Karışımların Çift Fazlı Basınç Düşümü

Martinelli Nelson korelasyonu

%****************** Martinelli -- Nelson korelasyonu (1948)*********************** %***Taylor and Francis Group -- 8. Heat Transfer of refrigerant mixtures *********** clc:clear: V=input($\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle$; g=input('\n Yercekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=imu_lnput('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l;%mass velocity [kg/(s.m^2)] L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru capi [m]/n)); $Re_l=G*D/mu_l;$ Fr_l=((G/ro_l)^2)/(g*D); f fo=0.079*(Re 1^(-0.25)): filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for x=0.02:0.01:0.99 Integral = romberg(@martinelli,0.01,x); mean=Integral/(x-0.01); $A = ((2*f_fo*G*G*L)/(D*ro_l))*mean;$ 0.378)))-1);C=(A+B)/1000;count=fwrite(fid,C,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [kPa] dır \n',x,C); end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [martin3 count]=fread(fid,[1 98],'float64'); xxx=0.02:0.01:0.99; plot(xxx,martin3,'ro') title('Cift fazlı basınç düşümü vs Buhar kalitesi'); xlabel('Buhar kalitesi'); ylabel('Çift fazlı basınç düşümü [kPa]'); grid on

Jung -- Radermacher Korelasyonu

%***Taylor and Francis Group -- 8. Heat Transfer of refrigerant mixtures ** clc;clear; V=input($\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle$; g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro $l=input((\ln S_1v_1 faz yoğunluğu [kg/m^3]/n');$ G=V*ro_l;%mass velocity [kg/(s.m^2)] L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru capi [m]/n));Re l=G*D/mu l;f fo=0.079*(Re 1^(-0.25)); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename.'a+'): for x=0.02:0.01:0.99 Integral = romberg(@Jung,0.01,x); mean=Integral/(x-0.01); A = ((2*f fo*G*G*L)/(D*ro l))*mean; $B = (G^*G/ro_l)^*(((x^*x/((1+x^{(0.8))^{-0.378}}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + (((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378}))^*(ro_l/ro_v)) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x^{(0.8)})^{-0.378})) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-((1+x)^{(0.8)}))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x)))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x)))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x)))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x)))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x))/(1-(1-x)))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x)))) + ((1-x)^*(1-x))/(1-(1-x)))) +$ 0.378)))-1);C = (A+B)/1000;count=fwrite(fid,C,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [kPa] dır \n',x,C);

end

status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [Rader count]=fread(fid,[1 98],'float64'); xxx=0.02:0.01:0.99; plot(xxx,Rader,'ro') title('Çift fazlı basınç düşümü vs Buhar kalitesi'); xlabel('Buhar kalitesi'); ylabel('Çift fazlı basınç düşümü [kPa]'); grid on

Souza -- Pimenta korelasyonu

%** R12, R22, R134a, R152a, R22/R152a/R124, R32/R125 datası kullanıldı******** clc:clear: V=input($\langle n Akiskan hizi [m/s] \rangle$; g=input('\n Yercekimi ivmesi [m/s^2]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); G=V*ro_l;%mass velocity [kg/(s.m^2)] L=input('\n Boru uzunluğu [m]\n'); ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); D=input((n Boru capi [m]/n)); $Re_l=G*D/mu_l;$ f fo=0.079*(Re 1^(-0.25)); filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for x=0.02:0.01:0.99 Integral = romberg(@Souza,0.01,x); mean=Integral/(x-0.01); $A = ((2*f_fo*G*G*L)/(D*ro_l))*mean;$ 0.378)))-1);C=(A+B)/1000;count=fwrite(fid,C,'float64'); fprintf('\n Çift fazlı basınç düşümü %6.2f buhar kalitesinde %6.2f [kPa] dır \n',x,C); end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [souza count]=fread(fid,[1 98],'float64'); xxx=0.02:0.01:0.99; plot(xxx,souza,'ro') title('Cift fazlı basınç düşümü vs Buhar kalitesi'); xlabel('Buhar kalitesi'); ylabel('Çift fazlı basınç düşümü [kPa]'); grid on

İntegral alma kodu

```
function [ r ] = richardson( r,k )
%RICHARDSON Summary of this function goes here
% Detailed explanation goes here
for j = k-1:-1:1
c = 4^(k-j); r(j) = (c*r(j+1) - r(j))/(c-1);
end
```

end

```
_____
function [I,numEval] = romberg(func,a,b,tol,kMax)
%ROMBERG Summary of this function goes here
% Detailed explanation goes here
if nargin < 5; kMax = 20; end
if nargin < 4; tol = 1.0e-8; end
r = zeros(kMax);
r(1) = trapezoid(func,a,b,0,1);
rOld = r(1);
for k = 2:kMax
r(k) = trapezoid(func,a,b,r(k-1),k);
r = richardson(r,k);
if abs(r(1) - rOld) < tol
numEval = 2^{(k-1)} + 1; I = r(1);
return
end
rOld = r(1);
end
error('Failed to converge')
```

end

```
function [ Ih ] = trapezoid(func,a,b,I2h,k)
%TRAPEZOID Summary of this function goes here
% Detailed explanation goes here
if k == 1
fa = feval(func,a); fb = feval(func,b);
Ih = (fa + fb)*(b - a)/2.0;
else
n = 2^{(k-2)};
h = (b - a)/n;
x = a + h/2.0;
sum = 0.0;
for i = 1:n
fx = feval(func,x);
sum = sum + fx;
x = x + h;
```

end Ih = (I2h + h*sum)/2.0;

end

Ek 4 Çekirdekli kaynama sıcaklığının ve ısı akısının bulunması

Hsu – Sato – Matsumara korelasyonu %*******Hsu - Sato - Matsumara Korelasyonu****** %****Çekirdekli kaynama sıcaklığının ve ısı akısının bulunması %****Handbook of Phase Change - Boiling and Condensation ***** format short clc;clear; D=input('\n Boru çapı [m]\n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); $G=ro_l*V;$ Tsat=input('\n Akışkanın doyma sıcaklığı [K] \n'); v_g=input('\n Gaz fazı özgül hacmi [m3/kg]'); v_f=input('\n Sıvı faz özgül hacmi [m3/kg]'); v_fg=v_g-v_f; $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');$ sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m] \n'); h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); dTsub=input('\n Akışkanın bulunduğu sıcaklıkla doyma sıcaklığı arasındaki fark (Tsat-Tbulk) \n'); cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı [J/(kg*K)]\n'); $Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;$ ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); %****Pipe Material****************************** Absolute Roughness(e)*** %****Commercial steel*****************45e-6[m]********* %****Wrought iron*************************45e-6[m]********** %****Asphalted cast iron*****************************120e-6[m]************ %****Galvanized iron ****************************150e-6[m]********** $Re_l=(G.*D)./mu_l;$
$\label{eq:dTsat_onb} dTsat_onb=((4*sigma*Tsat*v_fg*h_l)/(k_l*h_fg))*(1+sqrt(1+((k_l*h_fg*dTsub)/(2*sigma*Tsat*v_fg*h_l))));$

Twall=Tsat+dTsat_onb;

fprintf('\n Duvar sıcaklığı %5.5f Kelvin iken çekirdekli kaynama oluşmaya başlar \n',Twall) q_onb=((k_l*h_fg)/(8*sigma*v_fg*Tsat))*(dTsat_onb)*(dTsat_onb); fprintf('\n Çekirdekli kaynamanın oluşması için gerekli ısı akısı %7.5f [W/m2] \n',q_onb);

Kaynama altı tutulan bölgede ısı transferi

%****Kaynama altı tutulan bölgede tam gelişmiş ısı transferi * %*****Kandlikar(1997,1998)-Su ve soğutkanlar için *******

```
%*****Handbook of phase change:Boiling and Condensation ******
```

clc;clear; format short

D=input((n Boru capi [m]/n));mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); V=input(' $\ Akişkan hızı [m/s] n'$); G=ro l*V; Tsat=input('\n Akışkanın doyma sıcaklığı [K] \n'); h_fg=input('\n Akışkanın buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); Ffl=input('\n Kandlikar katsayısı \n'); $k_l=input((N S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1} S_{1}));$ cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı [J/(kg*K)]\n'); $Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;$ ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); T1=input(' \n Plot cizimi başlangıç değeri [K] \n'); T2=input(' $\ Plot \ cizimi \ bitis \ degeri \ [K] \);$ %****Pipe Material******************************* Absolute Roughness(e)*** %****Commercial steel*********************45e-6[m]********** %****Wrought iron*****************************45e-6[m]********** %****Galvanized iron ****************************150e-6[m]*********

 $Re_l=(G.*D)./mu_l;$ A1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(12./Re_l)); $B1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A1./Re_l));$ $C1=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B1./Re_l));$ $f_l=((A1-(((B1-A1).*(B1-A1))/(C1-(2.*B1)+A1)))^{(-2)});$ if 10000<Re 1<5000000 $h_l = ((Re_l*Pr_l*(f_l/2)*k_l)/((1.07+(12.7*((Pr_l^{(2/3))-1})*sqrt(f_l/2)))*D));$ elseif 2300<Re 1<10000 $h_l = (((Re_{l-1000})*Pr_{l*}(f_{l/2})*k_{l})/((1.00+(12.7*((Pr_{l^{(2/3))-1}})*sqrt(f_{l/2})))*D));$ end filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for Twall=T1:1:T2 $q=(1058*((G*h_fg)^{(-0.7)})*Ffl*h_l*(Twall-Tsat))^{(1/0.3)};$ fprintf('\n Isi transferi duvar sıcaklığı %5.2f [K] iken kaynama altı tutulan bölgede %7.5f [W/m2] dir\n',Twall,q); count=fwrite(fid,q,'float64'); end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); [R134a fdht count] = fread(fid, [1 (T2-T1+1)], 'float64');T_wall1=T1:1:T2; plot(T_wall1,R134a_fdht) xlabel('Duvar sıcaklığı [K]') ylabel('Kaynama altı tutulmuş bölgede tam gelişmiş ısı transferi [W/m2]') Ek 5 Kritik ısı akısı korelasyonları

Katto ve Ohno modeli

% *************************************
%****** Dikey borularda kritik ısı akısının bulunması****
% *************************************
%***************** Katto ve Ohno(1984)************************************
% *************************************
%*************************************
%**********************0.001 < D < 0.038 m ***********************************
%****************************5 < Z < 880 *********************************
%*************************************
% ************************************
$\% * * * * * * * * * * * * * * * * * 0.4 < dH_{19} < 39.9 ki/kg * * * * * * * * * * * * * *$
% * * * * * * * * * * * * * * * * * 11 < G < 8800 kg/m2s * * * * * * * * * * * * * * * *
%*Secilmis test akıskanları R-12 R-22 R-115 ve sıvı He****
8*************************************
%*****Hand book of phase change - Boiling and Condensation-Kandlikar **
%****************** Chapter 15 ***********************************

```
format bank
clc:clear;
V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');
T_in=input(\n Akışkanın boruya giriş sıcaklığı [K] \n');
ro_in=input('\n Akışkanın boruya giriş yoğunluğu [kg/m3] \n');
G=ro_in*V;
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');
Tsat=input('\n Akıskan doyma sıcaklığı [K] \n');
ro l=input((\ln S_1v_1 faz yoğunluğu [kg/m^3]/n');
ro_g=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n');
h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
%z=0.2;%[m] Tube length
Cp_inlet=input('\n Akışkanın boruya giriş özısısı[J/(kg*K)]\n');
dh_inlet=((Cp_inlet+cp_l)/2)*(Tsat-T_in);
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename.'a+'):
for z=0.1:0.1:1
Z=z/D;
R=ro_g/ro_l;
W = (sigma*ro_l)/(G*G*z);
if Z<50
 C=0.25:
elseif 50<=Z<=150
 C=(0.25+0.0009*(Z-50));
elseif Z>50
 C=0.34;
end
q_crit1 = (G^{h_fg^{*}C^{*}(W^{(0.043)}))/Z;
q_crit2 = ((G^{h_fg^{0.1*}(R^{(0.133)})*(W^{(0.333)}))/(1+(0.0031^{*}Z)));
q_crit3 = (G^{h_fg^{0.098}}(R^{(0.133)})^{(U^{(0.433)})}(U^{(0.27)}))/(1+(0.0031^{*}Z));
q_crit4 = (G^{h_fg^{0.0384}}(R^{(0.6)})^{(W^{(0.173)})})/(1 + (0.28^{(W^{0.233})*Z)}));
q_crit5 = (G^{h_fg^{0.234}}(R^{(0.513)})^{(U^{(0.433)})}(Z^{(0.27)}))/(1+(0.0013^{2}Z));
K1 = (0.261/(C*W^{(0.043))});
K2=(0.833*(0.0124+(1/Z)))/((R^{(0.133)})*(W^{(0.333)}));
K3=(1.12*((1.52*(W^{(0.233))})+(1/Z)))/((R^{(0.6)})*(W^{(0.173)}));
if R<0.15
```

```
if q_crit1<q_crit2
    q_criti=q_crit1;
  elseif (q_crit1>q_crit2)&&(q_crit2<q_crit3)</pre>
    q_criti=q_crit2;
  elseif (q_crit1>q_crit2)&&(q_crit2>q_crit3)
     q_criti=q_crit3;
  end
  if K1>K2
    Ki=K1;
  else
    Ki=K2;
  end
else
  if q_crit1<q_crit5
    q_criti=q_crit1;
  elseif (q_crit1>q_crit5)&&(q_crit5>q_crit4)
    q_criti=q_crit5;
  elseif (q_crit1>q_crit5)&&(q_crit5<q_crit4)</pre>
    q_criti=q_crit4;
  end
  if K1>K2
    Ki=K1;
  elseif (K1<K2)&&(K2<K3)
    Ki=K2;
  elseif (K1<K2)&&(K2>K3)
    Ki=K3;
  end
end
q_crit=q_criti*(1+(Ki*(dh_inlet/h_fg)));
fprintf('\n %2.2f [m] boru boyunda kritik ısı akısı %7.5f [W/m2] \n',z,q_crit);
count=fwrite(fid,q_crit,'float64');
end
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[q_chf_water_katto count]=fread(fid,[1 10],'float64');
LLL=0.1:0.1:1;
plot(LLL,q_chf_water_katto)
xlabel('Boru uzunluğu [m]')
ylabel('Kritik 1s1 ak1s1 [W/m2]')
```

Bowring modeli

% *************************************	
%*********Kriitik 1s1 akıları için Bowring(1974) modeli *************************	
%************************ Dikey borular için **********************************	
%*************************************	
%***********D [m] = 0.002 - 0.045 ************************************	
%****************L [m] = 0.15 - 3.7 ***********************************	

```
%*****Hand book of phase change - Boiling and Condensation-Kandlikar **
format bank
V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');
T_in=input(\n Akışkanın boruya giriş sıcaklığı [K] \n');
ro_in=input('\n Akışkanın boruya giriş yoğunluğu [kg/m3] \n');
G=ro_in*V;
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
k_l=input((N S_{1}v_1 faz_{1}s_1)))))
Tsat=input('\n Akışkan doyma sıcaklığı [K] \n');
cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n');
h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n');
D=input((n Boru capi [m]/n));
%L=0.2;%[m] Tube length
Cp_inlet=input('\n Akışkanın boruya giriş özısısı[J/(kg*K)]\n');
dh_inlet=((Cp_inlet+cp_l)/2)*(Tsat-T_in);
p=input('\n Doyma basıncı [bar]\n');
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for L=0.1:0.1:1
px=p/69;
if px<1
 F1=((((px^{18.942}))*exp(20.8*(1-px)))+0.917)/(1.917));
 F2=(F1*1.309)/((((px^{(1.316)})*exp(2.444*(1-px)))+0.309)/(1.309));
 F3=((((px^{(17.023))}*exp(16.658*(1-px)))+0.667)/(1.667));
 F4=F3*(px^(1.649));
elseif px>1
 F1=(px^{(-0.368)})*exp(0.648*(1-px));
 F2=(px^{-0.448}) * exp(0.245*(1-px));
 F3=(px^{(0.219)});
 F4=F3*(px^{(1.649)});
end
A=(2.317*(D*G*h_fg*0.25)*F1)/(1.0+(0.0143*F2*G*sqrt(D)));
n=(2.0-(0.00725*p));
F=(0.077*F3*D*G)/(1.0+(0.347*F4*((G/1356)^{(n)})));
q_chf = (A + (0.25*D*G*dh_inlet))/(F+L);
fprintf('\n %2.2f [m] boru boyunda kritik ısı akısı %7.5f [W/m2] \n',L,q_chf);
count=fwrite(fid,q_chf,'float64');
end
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[q_chf count]=fread(fid,[1 10],'float64');
LL=0.1:0.1:1;
plot(LL,q_chf)
```

xlabel('Boru uzunluğu [m]') ylabel('Kritik 1s1 ak1s1 [W/m2]')

Ek 6 Yatay borular için kritik ısı akısının bulunması ve sisli akış ısı transferi hesabı

%****** Yatay borular için kritik ısı akısı ********** %Kütlesel hızın fonksiyonu olarak kuruluğun başlangıç ve bitişi %*******Sisli akıs ısı transferinin bulunması ********* %Wolverine Tube, Inc --- Enginnering Data Book III ********* clc;clear; format bank V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n'); ro_l=input('\n S1v1 faz yoğunluğu [kg/m^3]\n'); $G=V*ro_l;$ %kütlesel hız [kg/(s.m^2)]; mu g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n'); $k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsayısı [W/(m.K)]/n');$ k g=input('\n Gaz faz 1s1 iletim katsay1s1 [W/(m.K)]\n'); $g=input((n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]));$ cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); cp_v=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n'); ro_g=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n'); sigma=input('\n Yüzey gerilimi [N/m]\n'); h_fg=input('\n Buharlaşma ısısı [J/kg]\n'); $Pr_l=cp_l*mu_l/k_l;$ Pr_g=mu_g*cp_v/k_g; D=input((n Boru capi [m]/n));z=input('\n Boru uzunluğu [m]\n'); q_dryout=input('\n Kuruluğun başladığı ısı akısı [W/m2]\n');% Kritik ısı akısı değeri vazılabilr We_g= $(G^*G^*D)/(ro_g^*sigma);$ $Fr_g=(G^*G)/((ro_g)^*(ro_l-ro_g)^*g^*D);$ $x_di=0.58*(exp(0.52-(0.000021*(We_g^{(0.96)})*(Fr_g^{(-0.02)})*((ro_g/ro_l)^{(-0.08)}))));$ $x_de=0.61*(exp(0.57-(0.0000265*(We_g^{(0.94)})*(Fr_g^{(-0.02)})*((ro_g/ro_l)^{(-0.08)}))));$ $q_dnb=0.131*sqrt(ro_g)*h_fg*((g*(ro_l-ro_g)*sigma)^{(0.25)});$ x di2=0.58*exp(0.52- $(0.235*(We_g^{(0.17)})*(Fr_g^{0.37})*((ro_g/ro_l)^{(0.25)})*((q_dryout/q_dnb)^{(0.7)})));$

```
x_de2=0.61*exp(0.57-(0.0058*(We_g^{(0.38)})*(Fr_g^{(0.15)})*((ro_g/ro_l)^{-1}))*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/ro_l)^{-1})*((ro_g/
(0.09) ((q_dryout/q_dnb)^(0.7)));
disp('Kuruluğun başlangıcının buhar kalitesi ile değişimi hesabı*')
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for x=0.01:0.01:0.99
m_dryout = ((1/0.235)*(log(0.58/x)+0.52)*((D/(ro_g*sigma))^{(-0.17)})*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))^{(-0.17)})*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))^{(-0.17)})*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))^{(-0.17)})*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))^{(-0.17)})*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))^{(-0.17)})*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10)))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_1-10))))))
ro_g)))^{(-0.37)}*((ro_g/ro_l)^{(-0.25)})*((q_dryout/q_dnb)^{(-0.7)}))^{(0.925)};
count1=fwrite(fid,m_dryout,'float64');
fprintf('\n Kuruluk kütlesel hızı buhar kalitesi %6.2f iken %6.2f [kg/m2s] dir \n',x,m_dryout)
end
status1=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[in_array_m_dryout count1]=fread(fid,[1 99],'float64');
disp('Kuruluğun bitişinin buhar kalitesi ile değişimi hesabı')
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+');
for x=0.01:0.01:0.99
m_{mist} = ((1/0.0058)*(\log(0.61/x)+0.57)*((D/(ro_g*sigma))^{-0.38}))*((1/(g*D*ro_g*(ro_l-1)))*((1/(g*D*ro_g*(ro_l-1))))*((1/(g*D*ro_g*(ro_l-1))))))
\label{eq:constraint} ro_g)))^{(-0.15))*((ro_g/ro_l)^{(0.09))*((q_dryout/q_dnb)^{(-0.27))})^{(0.943)};}
count2=fwrite(fid,m mist,'float64');
fprintf('\n Sisli akış kütlesel hızı buhar kalitesi %6.2f iken %6.2f [kg/m2s] dir \n',x,m_mist)
end
status2=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[in_array_m_mist count2]=fread(fid,[1 99],'float64');
xx=0.01:0.01:0.99;
plot(xx,in array m dryout)
hold on
grid on
plot(xx,in_array_m_mist)
axis([0 0.95 300 700])
xlabel('Buhar kalitesi')
ylabel('Kütlesel hız [kg/m2s]')
hold off
gtext('Kuruluğun başlangıcı')
gtext('Kuruluğun bitişi ')
disp('-----Isi transferi katsayılarının hesaplanması-----')
```

fprintf($\n K$ ütlesel hız %5.5f [kg/m2s] \n',G) fprintf('\n Kuruluğun başlangıç buhar kalitesi kütlesel hız %5.5f [kg/m2s] iken %1.2f dir n',G,x_{di2} fprintf('\n Kuruluğun bitiş buhar kalitesi kütlesel hız %5.5f [kg/m2s] iken %1.2f dir n',G,x_{de2} disp('Kuruluk sonrası ısı transferi katsayılarının hesaplanması') filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for xxx=x_de2:0.01:0.99 $Y=1-((0.1)*((((ro_l/ro_g)-1)*(1-xxx))^{(0.4)}));$ $h_{mist=0.0117*(((G*D/mu_g)*(xxx+((ro_g/ro_l)*(1-xxx))))^{(0.79)}*((Pr_g)^{(1.06)})*(Y^{(-1.06)})^{(1.06)})*(Y^{(-1.06)})^{(1.06)})*(Y^{(-1.06)})*(Y^{(-1.06)})^{(1.06)})*(Y^{(-1.06)}$ 1.83))*k g/D; count=fwrite(fid,h_mist,'float64'); fprintf('\n Sisli akış ısı transferi katsayısı buhar kalitesi %6.2f iken %6.2f [W/m2K] dir \n',xxx,h mist) end status=fclose(fid); fid=fopen(filename,'r'); $x_2 = ceil((0.99-x de_2)*100);$ [in_array_mistflow count]=fread(fid,[1 x2],'float64'); xxxx=x_de2:0.01:0.99; plot(xxxx,in_array_mistflow) xlabel('Buhar kalitesi') ylabel('Sisli akış ısı transferi katsayısı [W/m2K]')

Sisli akış ısı transferi korelasyonları

Douglas - Rohsenow metodu

G=V*ro_l;
h_fg=input('\n Buharlaşma 1s1s1 [J/kg]\n');
cp_l=input('\n S1v1 faz öz1s1s1[J/(kg*K)]\n');
cp_g=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n');
k_g=input('\n Gaz faz 1s1 iletim katsay1s1 [W/(m.K)]\n');
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
k_l=input('\n Sıvı faz ısı iletim katsayısı [W/(m.K)]\n');
mu_l=input('\n S1v1 faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu_g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
$Pr_g=mu_g*cp_g/k_g;$
$Pr_l=mu_l*cp_l/k_l;$
D=input((n Boru cap1 [m]/n));
ep=input('\n Yüzey pürüzlülüğü [m] \n'); %************************************
%****Pipe Material***************************** Absolute Roughness(e)***
%**************************************
%****Drawn brass***********************************
%****Drawn copper***********************************
%****Commercial steel************************45e-6[m]**********
%****Wrought iron***********************************45e-6[m]*********************
%****Asphalted cast iron************************************
%****Galvanized iron ************************************
%****Cast iron ************************************
%****Wood stave************************************
%****Concrete***********************************
% ************************************
%Dittus-Boetler(1930) correlation based mist flow heat tranfer correlation
70
filename_input('Enter file name:' 's'):
fid-fonen(filename 'a+'):
%*************************************
for a=xx:0.01:0.99
$Vh=G^{(a/ro v)+((1-a)/ro 1));$
Re gh= $(G^*D/mu g)^*(a+(ro v^*(1-a)/ro 1));$
$A1=-2.*\log 10(((ep./D)./3.7)+(12./Re gh));$
$B1=-2.*\log_{10}(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A1./Re gh));$
$C1=-2.*\log 10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B1./Re_gh));$
$f gh = ((A1 - (((B1 - A1)) * (B1 - A1)))/(C1 - (2 * B1) + A1)))^{(-2)};$
$h1=(0.023*(\text{Re gh}^{(0.8)})*(\text{Pr g}^{(0.4)}))*k g/D;$
fprintf(\\n Dittus Boetler tabanlı ısı transferi katsayısı buhar kalitesi %4.2f iken %6.4f
$W/m2K$ dir \n',a,h1)
count=fwrite(fid,h1,'float64');
end
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[water_mist_Dittus count]=fread(fid,[1 (100*((0.99-xx)+1))],'float64');
aa=xx:0.01:0.99;
plot(aa,water_mist_Dittus)
xlabel('Buhar kalitesi')

ylabel('Sisli akış ısı transferi katsayısı [W/m2K]') title('Dittus Boetler(1930) bazlı ısı transferi katsayısı korelasyonu -- 1 atm -- D=19.4 mm') %Benzer sonuçlar Gnielski(1976)korelasyonu ile de elde edilebilir filename=input('Enter file name:','s'); fid=fopen(filename,'a+'); for b=xx:0.01:0.99 $Vh=G^{*}((b/ro v)+((1-b)/ro l));\%$ $Re_gh=(G*D/mu_g)*(b+(ro_v*(1-b)/ro_l));$ A11=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(12./Re_gh)); B11=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*A11./Re_gh)); C11=-2.*log10(((ep./D)./3.7)+(2.51.*B11./Re_gh)); f_gh=((A11-(((B11-A11).*(B11-A11))/(C11-(2.*B11)+A11)))^(-2)); $h2 = (((f_gh/2)*(Re_gh-1000)*Pr_g)/(1+12.7*sqrt(f_gh/2)*((Pr_g^{(2/3))-1})))*k_g/D;$ fprintf('\n Gnielinski tabanlı ısı transferi katsayısı buhar kalitesi %4.2f iken %6.4f [W/m2K] dir(n',b,h2)count=fwrite(fid,h2,'float64'); end status=fclose(fid): fid=fopen(filename,'r'); [water_mist_Gnielinski count]=fread(fid,[1 (100*((0.99-xx)+1))],'float64'); bb=xx:0.01:0.99; plot(bb,water mist Gnielinski) xlabel('Buhar kalitesi')

ylabel('Sisli akış ısı transferi katsayısı [W/m2K]')

Groeneveld Metodu

% ************************************	%*************************************
% ************************************	%*********Groeneveld Metodu************************************
%*************************************	%*************************************
% ************************************	%******Yatay ve Dikey borular için **************************
% ******2.5 mm < D < 25 mm**********************************	%**************************************
% ************************************	%******2.5 mm < D < 25 mm**********************************
% ****700 kg/m2s < G <5300 kg/m2s************************************	%******34 bar < p < 215 bar************************************
% ************************************	%****700 kg/m2s < G <5300 kg/m2s************************************
% *****120 kW/m2 < q <2100 kW/m2************************************	%************0 < xx < 0.9 ***********************************
% ************************************	% * * * * 120 kW/m2 < q < 2100 kW/m2 * * * * * * * * * * * * * * * * * * *
% Wolverine Tube , Inc Engineering Handbook III *******% % ***************** Chapter 18 ***********************************	%**************************************
%*************************************	Wolverine Tube, Inc Engineering Handbook III *********%
% *************************************	%******************** Chapter 18 ***********************************
	%**************************************
format bank	format bank
clc;clear;	elc;clear;
xx=input('\n Kuruluğun meydana geldiği buhar kalitesi \n');	xx=input('\n Kuruluğun meydana geldiği buhar kalitesi \n');
V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');	V=input('\n Akışkan hızı [m/s]\n');

```
g=input('\n Yerçekimi ivmesi [m/s^2]\n');
ro_l=input('\n Sıvı faz yoğunluğu [kg/m^3]\n');
G=V*ro_l;%mass velocity [kg/(s.m^2)]
h fg=input('\n Buharlasma 15151 [J/kg]\n');
cp_l=input('\n Sıvı faz özısısı[J/(kg*K)]\n');
cp_g=input('\n Gaz faz özısısı[J/(kg*K)]\n');
k_g=input((n Gaz faz isi iletim katsayisi [W/(m.K)]/n');
ro_v=input('\n Gaz fazı yoğunluğu [kg/m^3]\n');
k_l=input((N S_{1V1} faz_{1S1} iletim katsay_{1S1} [W/(m.K)]/n');
mu_l=input('\n Sıvı faz dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
mu g=input('\n Gaz fazı dinamik vizkozitesi [Pa.s]\n');
Pr_g=mu_g*cp_g/k_g;
Pr l=mu l*cp l/k l;
D=input((n Boru capi [m]/n));
ep=input('\n Yüzev pürüzlülüğü [m] \n'):
filename=input('Enter file name:','s');
fid=fopen(filename,'a+'):
for gg=xx:0.01:0.90
Y=1-(0.1*((((ro_v/ro_l)-1)*(1-gg))^{(0.4)}));
a=0.00327:
b=0.901;
c=1.32;
d=-1.50:
eq_1 = (G*D/mu_g);
eq_2=(gg+((ro_v/ro_l)*(1-gg)));
eq_3=eq_1*eq_2;
h_3 = (a^*((eq_3)^{(b)})^*(Pr_g^c)^*(Y^{(d)}))^*k_g/D;
fprintf('\n Sisli akış ısı transferi katsayısı buhar kalitesi %2.2f iken %6.3f [W/m2K] dir \n',gg,
h 3)
count=fwrite(fid,h_3,'float64');
end
status=fclose(fid);
fid=fopen(filename,'r');
[water_mist_groen count]=fread(fid,[1 (100*((0.90-xx)+1))],'float64');
gg2=xx:0.01:0.90;
plot(gg2,water_mist_groen)
xlabel('Buhar kalitesi')
ylabel('Sisli akış ısı transferi katsayısı [W/m2K]')
title('Groeneveld korelasyonu')
```